

# TESIS DOCTORAL

Análisis y mejora de la fluidodinámica en  
estaciones depuradoras de aguas residuales

Francisco Sánchez Fernández

Ingeniero Industrial

dirigida por:

Dr. Antonio Viedma Robles

Dr. Antonio Sánchez Kaiser

Doctorado en Tecnologías Industriales



Departamento de Ingeniería Térmica y de Fluidos

Universidad Politécnica de Cartagena

Septiembre de 2019



**CONFORMIDAD DE SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN DE DEPÓSITO DE  
TESIS DOCTORAL POR EL/LA DIRECTOR/A DE LA TESIS**

D. Antonio Viedma Robles y D. Antonio Sánchez Kaiser, directores de la Tesis doctoral  
*Análisis y mejora de la fluidodinámica en estaciones depuradoras de aguas residuales.*

**INFORMA:**

Que la referida Tesis Doctoral, ha sido realizada por D. Francisco Sánchez Fernández, dentro del Programa de Doctorado Tecnologías Industriales, dando mi conformidad para que sea presentada ante el Comité de Dirección de la Escuela Internacional de Doctorado para ser autorizado su depósito.

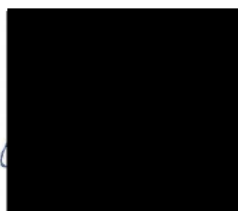
- ☒ Informe positivo sobre el plan de investigación y documento de actividades del doctorando emitido por el Director(**RAPI**).

La rama de conocimiento en la que esta tesis ha sido desarrollada es:

- ☐ Ciencias  
☐ Ciencias Sociales y Jurídicas  
☒ Ingeniería y Arquitectura

En Cartagena, a 4 de julio de 2019

**EL DIRECTOR DE LA TESIS**



Firmado digitalmente por Antonio Viedma Robles  
Nombre de reconocimiento (DN):  
cn=Antonio Viedma Robles,  
o=Universidad Politécnica de Cartagena, ou=Dep. Ingeniería Térmica y de Fluidos,  
email=[REDACTED]  
Fecha: 2019.07.04 12:39:25 +02'00'

Fdo.: Antonio Viedma Robles

**EL CODIRECTOR DE LA TESIS**

ANTONIO|  
SANCHEZ|  
KAISER

Firmado digitalmente por ANTONIO| SANCHEZ|KAISER  
Fecha: 2019.07.04 12:41:21 +02'00'

Fdo.: Antonio Sánchez Kaiser

**COMITÉ DE DIRECCIÓN ESCUELA INTERNACIONAL DE DOCTORADO**





**CONFORMIDAD DE DEPÓSITO DE TESIS DOCTORAL**  
**POR LA COMISIÓN ACADÉMICA DEL PROGRAMA**

D. Juan Suardíaz Muro, Presidente de la Comisión Académica del Programa Tecnologías Industriales.

**INFORMA:**

Que la Tesis Doctoral titulada, *Análisis y mejora de la fluidodinámica en estaciones depuradoras de aguas residuales*, ha sido realizada, dentro del mencionado Programa de Doctorado, por D. Francisco Sánchez Fernández, bajo la dirección y supervisión de Dr. Antonio Viedma Robles y Dr. Antonio Sánchez Kaiser.

En reunión de la Comisión Académica, visto que en la misma se acreditan los indicios de calidad correspondientes y la autorización de los directores de la misma, se acordó dar la conformidad, con la finalidad de que sea autorizado su depósito por el Comité de Dirección de la Escuela Internacional de Doctorado.

X Evaluación positiva del plan de investigación y documento de actividades por el Presidente de la Comisión Académica del programa (**RAPI**).

La Rama de conocimiento por la que esta tesis ha sido desarrollada es:

- ☐ Ciencias
- ☐ Ciencias Sociales y Jurídicas
- X Ingeniería y Arquitectura

En Cartagena, a 5 de julio de 2019

EL PRESIDENTE DE LA COMISIÓN ACADÉMICA

JUAN|  
SUARDIAZ|  
MURO

Firmado  
digitalmente por  
JUAN|SUARDIAZ|  
MURO

Fdo: Juan Suardíaz Muro

**COMITÉ DE DIRECCIÓN ESCUELA INTERNACIONAL DE DOCTORADO**



Este trabajo ha sido financiado por la Fundación Séneca – Agencia de Ciencia y Tecnología de la Región de Murcia, perteneciente a la Consejería de a la Consejería de Industria, Turismo, Empresa e Innovación de la Comunidad Autónoma de la Región de Murcia (CARM), por medio del programa *Contratos Predoctorales de Formación de Personal investigador* (19778/FPI/15).



# Resumen

La investigación realizada en esta Tesis Doctoral se centra en el análisis y mejora de los procesos que tienen lugar en el interior de instalaciones de depuración de aguas residuales. Tradicionalmente, el diseño de las instalaciones de las estaciones de depuración de aguas residuales (EDAR) se hace tomando consideraciones y simplificaciones del flujo, debido principalmente a la complejidad de este y a la falta de herramientas para su análisis. Sin embargo, los fenómenos fluidodinámicos locales juegan un papel importante en la depuración, pudiendo existir ineficiencias tales como zonas de paso rápido, muertas o sin renovar. Es necesario comprender el comportamiento del flujo en el interior de las instalaciones para un correcto diseño de estas, que asegure un correcto tratamiento sin un excesivo coste energético.

En este trabajo, se han analizado distintas instalaciones de depuración, tanto del tratamiento secundario (reactor biológico) como terciario (canal ultravioleta UV) de la EDAR. Se han empleado herramientas de mecánica de fluidos computacional (CFD) como base para el análisis, aunque también se han desarrollado y empleado procedimientos experimentales y analíticos para la validación de los modelos numéricos. Los análisis se han realizado sobre instalaciones reales concretas de EDAR, generalizando posteriormente los resultados para que sean de aplicación universal. El alcance de los análisis realizados comprende la fluidodinámica de la instalación y otros fenómenos de distinta naturaleza como es el caso de los procesos de transferencia de oxígeno y reacciones biológicas en el interior de un reactor biológico, o los fenómenos de propagación de luz UV e inactivación de microorganismos en un canal UV.

Los resultados alcanzados proporcionan aspectos característicos de los fenómenos fluidodinámicos que ocurren en reactores biológicos y canales UV de EDAR, así como su interacción con los fenómenos biológicos y radiativos que se producen en la instalación, bajo distintas condiciones de operación. Como parte de la discusión de los resultados se presentan las ineficiencias fluidodinámicas detectadas más significativas, así como algunas propuestas de modificación geométrica destinadas a la corrección de estas.

De manera complementaria, durante el desarrollo de la investigación, se han empleado y desarrollado diferentes metodologías y aproximaciones, principalmente numéricas, aunque también analíticas y experimentales. Se ha llevado a cabo un análisis sobre la aplicabilidad, potencial y limitaciones de dichas metodologías y aproximaciones en función del tipo y características del flujo analizado, lo que también supone una contribución al estudio fluidodinámico de instalaciones de EDAR.



# Abstract

The research carried out in this Doctoral Thesis focuses in the analysis and improvement of the processes that occurs within wastewater treatment plant (WWTP) facilities. Traditionally, the design of these facilities considers some simplifications of the flow. However, fluid dynamic processes play an important role in water treatment; it is possible to have inefficiencies such as dead zones or short-circuiting flows. It is necessary to understand the flow behaviour within the facilities for a correct design, which ensures a proper treatment without an excessive energy consumption.

The research involves the analysis of different WWTP facilities: biological reactors and ultraviolet (UV) channels. The analyses have been done mainly by means of Computational Fluid Dynamics (CFD) tools. Analytical models and experimental procedures have been also employed for validation of the numerical models. The numerical models are applied to specific actual plants, generalizing the results so that they are universally applicable. Apart from the hydraulic processes, the scope of the work involves other phenomena that take place in WWTP facilities: oxygen transference and biological reactions within biological reactors, UV light propagation and microbial inactivation in UV channels.

The results obtained provide relevant information about the hydraulic processes that occurs within biological reactors and UV channels, as well as their interaction with biological and radiative phenomena, under different operational conditions. Some of the most relevant inefficiencies detected, as well as geometrical modifications intended to correct them, are included in the text.

Additionally, different methodologies and procedures (mainly numerical) have been employed and developed during the research. A discussion about the applicability, potential and limitations of these methodologies on the basis of type and features of the flow is carried out. This discussion constitutes also a contribution to the field of hydraulic processes in WWTPs.





# Agradecimientos

No es fácil reconocer en unas pocas líneas a todas las personas que han contribuido a la realización de esta Tesis Doctoral, es por ello que pido disculpas si se me olvida mencionar a alguna de las tantas personas que han puesto su granito de arena en este proyecto.

A mi director Antonio Viedma Robles, por todo lo que me ha enseñado y transmitido durante estos años, la confianza que ha depositado en mí y todo lo que me ha ayudado, incluso en mis proyectos personales.

A mi director Antonio Sánchez Kaiser, por toda la confianza que ha depositado en mí, por todo lo que me ha enseñado, especialmente su visión a la hora de resolver problemas y buscar oportunidades, y por todo lo que se ha implicado en mi desarrollo como investigador, como ingeniero y, sobre todo, como persona.

A mis compañeros de departamento Abraham, Carmen, Javi, Pablo, Guillermo, Iván y David por todos los consejos, momentos y conversaciones que hemos compartido durante esta etapa.

A mi familia, mis padres y mi hermana, por darme todo su apoyo y empuje durante estos años.

A Tamara, sin ella todo hubiera sido mucho más difícil.

A la Entidad de Saneamiento y Depuración de Aguas Residuales de la Región de Murcia (*ESAMUR*), por financiar parte de la investigación y prestar sus instalaciones para realizar las diferentes medidas y experimentos. En cierta manera, también les agradezco que me introdujeran en este mundo.

A Fernando, Reyes y el resto de trabajadores de las depuradoras de San Pedro del Pinatar y Los Alcázares, por colaborar y prestar su ayuda en las instalaciones.

A la *Fundación Séneca*, por financiar la investigación, y por el trato y atención recibida, especialmente por parte de Viviane Barelli.

A mi gran amigo y socio Fran Nicolás Pérez, por su forma de ser, todo lo que me ha enseñado, y compartir conmigo ese gran proyecto llamado *Lynx Simulations*, que da continuidad a todo lo hecho durante estos años, y del que estoy muy orgulloso.



# Índice general

1. Introducción .....	1
1.1. Origen del estudio .....	1
1.2. Estado del arte .....	5
1.2.1. CFD en el análisis de reactores biológicos de EDAR.....	7
1.2.2. CFD en el análisis de sistemas de desinfección UV .....	13
1.3. Identificación de objetivos.....	15
1.4. Estructura de la memoria de tesis .....	16
2. Aspectos del estudio y descripción de las instalaciones .....	19
2.1. Descripción del reactor biológico analizado fluidodinámicamente .....	19
2.2. Descripción del reactor biológico analizado a nivel fluidodinámico y biológico.....	22
2.3. Descripción del canal UV estudiado .....	25
3. Modelización numérica de los procesos de depuración .....	29
3.1. Ecuaciones de comportamiento .....	29
3.1.1. Fluidodinámica. Ecuaciones de Navier Stokes. Turbulencia. Flujo multifásico.....	29
3.1.2. Transporte de componentes. Cálculo RTD.....	35
3.1.3. Reacciones biológicas. Modelo ASM1.....	35
3.1.4. Radiación UV. Ecuación del transporte radiativo. Distribución de dosis UV. Desinfección de microorganismos. ....	39
3.2. Dominio computacional y mallado .....	41
3.2.1. Reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar .....	41
3.2.2. Reactor biológico de la EDAR a remodelar .....	43
3.2.3. Canal UV de la EDAR de Los Alcázares .....	45
3.3. Procedimiento de simulación numérica .....	47
3.3.1. Análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR .....	47
3.3.2. Análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR .....	50
3.3.3. Análisis de la desinfección en el canal UV de una EDAR .....	53
4. Análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR .....	58
4.1. Análisis del flujo en el interior del reactor. Campos de velocidad .....	59

4.2.	Evaluación de las herramientas de análisis RTD en reactores biológicos .....	68
4.2.1.	Fundamentos del análisis RTD .....	68
4.2.2.	Diseño del experimento de trazador de tipo pulso .....	71
4.2.3.	Desarrollo del experimento. Resultados experimentales.....	75
4.2.4.	Análisis de los resultados experimentales. Modelización de la curva RTD en sistemas con recirculación .....	77
4.2.5.	Selección de la técnica CFD más adecuada para la simulación RTD .....	87
4.3.	Análisis RTD del reactor biológico .....	93
4.4.	Mejora de la fluidodinámica en el interior del reactor .....	94
4.4.1.	Modificaciones propuestas .....	96
4.4.2.	Resultados de flujo con las modificaciones propuestas .....	99
4.4.3.	Análisis RTD de las modificaciones propuestas.....	109
4.4.4.	Conclusiones .....	111
5.	Análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR	115
5.1.	Análisis del flujo en el interior del reactor. Campos de velocidad .....	115
5.1.1.	Campos de velocidad en el reactor.....	116
5.1.2.	Fracción volumétrica de aire y nivel de mezclado .....	120
5.1.3.	Análisis RTD del reactor .....	122
5.2.	Análisis de los procesos biológicos en el interior del reactor .....	124
5.2.1.	Simulación biológica mediante herramientas de simulación de procesos .....	124
5.2.2.	Simulación biológica mediante herramientas CFD .....	127
5.2.3.	Evaluación del consumo energético de la aireación.....	133
5.3.	Evaluación energética del sistema de aireación bajo distintas configuraciones y regímenes de aireación.....	135
5.3.1.	Influencia del sistema de aireación en el consumo energético .....	135
5.3.2.	Influencia del régimen de aireación en el consumo energético .....	140
5.4.	Conclusiones .....	144
6.	Análisis de la de la desinfección en el canal UV de una EDAR.....	147
6.1.	Análisis del funcionamiento del canal: fluidodinámica, radiación, distribución de dosis UV e inactivación de microorganismos .....	148
6.1.1.	Comportamiento del flujo en el canal. Campo de velocidad .....	148
6.1.2.	Campo de intensidad de radiación UV.....	151
6.1.3.	Distribución de dosis UV .....	152
6.1.4.	Inactivación de microorganismos en el canal .....	154

6.2. Validación experimental del modelo numérico .....	157
6.2.1. Validación experimental del campo de velocidades en el canal.....	157
6.2.2. Validación del campo de intensidad UV.....	164
6.3. Estudio de la influencia de la placa perforada y del banco .....	168
6.3.1. Análisis del funcionamiento con un solo banco de lámparas activado .....	168
6.3.2. Influencia de la placa perforada en la inactivación.....	171
6.4. Análisis de la influencia de las condiciones de operación: caudal, transmitancia y potencia UV. Optimización del proceso .....	174
6.4.1. Influencia del caudal .....	174
6.4.2. Influencia de la transmitancia .....	176
6.4.3. Potencia UV mínima para conseguir un nivel de inactivación requerido .....	178
6.5. Análisis bajo condiciones de fallo .....	180
6.5.1. Fallo en alguna de las lámparas del canal .....	180
6.5.2. Fallo en el sistema de control de control de la superficie libre .....	184
6.6. Análisis de mejoras destinadas a mejorar la eficiencia del canal.....	186
6.6.1. Placa helicoidal a la entrada del canal .....	186
6.6.2. Reducción del margen superficie libre – lámpara.....	189
7. Conclusiones .....	193
7.1. Conclusiones del análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR .	194
7.2. Conclusiones del análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR .....	195
7.3. Conclusiones del análisis de la desinfección en el canal UV de una EDAR.....	197
7.4. Revisión de los objetivos, aportaciones científicas y futuras líneas de trabajo	199
Referencias bibliográficas.....	201



# Índice de figuras

Figura 1. Vista general de la EDAR de Aspe (Alicante).	3
Figura 2. Línea de proceso de una EDAR convencional.	4
Figura 3. Simulación CFD de un canal de oxidación biológico.	9
Figura 4. Figuras de la publicación de Le Moullec et al. (2008).	10
Figura 5. Vista general de la EDAR de San Pedro del Pinatar.	20
Figura 6. Detalle de los difusores de aire sobre el suelo de la zona óxica 3 del reactor.	20
Figura 7. Plano del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar	21
Figura 8. Plano del reactor biológico sobre el que se realiza el estudio.	22
Figura 9. Esquema conceptual del tratamiento secundario de la EDAR.	23
Figura 10. Distribución de los difusores de aire bajo las dos configuraciones a analizar	25
Figura 11. Fotografía del canal UV.	26
Figura 12. a) Fotografía de un módulo UV; b) distribución de las lámparas.	26
Figura 13. Plano del canal UV (y el canal previo al mismo) de la EDAR Los Alcázares.	27
Figura 14. Detalles de la placa perforada (a) y vertedero de separación entre los canales (b).	27
Figura 15. Diagrama conceptual de los componentes y reacciones en el modelo ASM1.	37
Figura 16. Curvas de inactivación frente a dosis UV en agua residual de distintos organismos.	41
Figura 17. Geometría del modelo CFD del reactor biológico de San Pedro del Pinatar.	41
Figura 18. Comparación del modelo del agitador (a) y la geometría real del mismo (b).	42
Figura 19. Mallado del reactor biológico de San Pedro del Pinatar.	42
Figura 20. Geometría del reactor biológico de la EDAR a remodelar.	43
Figura 21. Mallado de la geometría del reactor biológico a remodelar.	44
Figura 22. Detalle del mallado en la zona del agitador (a) y los difusores de aire (b).	44
Figura 23. Detalle del refinamiento de la malla sobre el tabique que separa las zonas.	45
Figura 24. Detalle de la superficie de control de entrada al dominio del canal UV.	45
Figura 25. a) Vista general de la geometría del canal UV; b) vista en detalle del canal UV.	46
Figura 26. Mallado en el entorno de las lámparas UV y los soportes de modulo.	47
Figura 27. Procedimiento de simulación para cada uno de los escenarios analizados en el estudio “Análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR”.	48
Figura 28. Procedimiento de simulación para cada uno de los escenarios analizados en el estudio “Análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR”.	51
Figura 29. Procedimiento de simulación para cada uno de los escenarios analizados en el estudio “Análisis de la desinfección en el canal UV de una EDAR”.	54
Figura 30. Simulación 2D para el cálculo de la altura de la superficie de entrada.	55
Figura 31. Contorno de velocidad en el caso invierno sin aireación.	60
Figura 32. Vectores velocidad en el caso verano sin aireación.	60
Figura 33. Campo de velocidad en los casos sin aireación (a) y con aireación (b).	61
Figura 34. Contorno de velocidad en el caso invierno sin aireación (a) y con aireación (b).	62
Figura 35. Presión reducida en el caso invierno con aireación.	63
Figura 36. Histograma de velocidad para el caso verano sin aireación.	63
Figura 37. Histograma de velocidad para el caso verano con aireación.	64
Figura 38. Histograma de velocidad para el caso invierno sin aireación.	64

Figura 39. Histograma de velocidad para el caso invierno con aireación.....	64
Figura 40. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s en el caso verano sin aireación .....	65
Figura 41. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s en el caso verano con aireación. ....	66
Figura 42. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s en el caso invierno sin aireación .....	66
Figura 43. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s en el caso invierno con aireación .....	66
Figura 44. Zonas con velocidad mayor de 50 cm/s en el caso verano sin aireación.....	67
Figura 45. Zonas con velocidad mayor de 50 cm/s en el caso verano con aireación. ....	67
Figura 46. Ejemplo de curvas RTD en un depósito de agua .....	69
Figura 47. Formas típicas de las curvas E para distintos valores de tiempo y dispersión.....	70
Figura 48. Descripción gráfica del significado de la dispersión $d$ en la curva RTD.....	71
Figura 49. Curva E estimada mediante una simulación CFD del reactor. ....	73
Figura 50. Concentración de $\text{Li}^+$ estimada para $Q=1200 \text{ m}^3/\text{h}$ . Introduciendo 5.33 kg de $\text{Li}^+$ . ..	74
Figura 51. Esquema de la planta y puntos donde se tomaron las muestras experimentales. ...	75
Figura 52. Evolución del caudal tratado, recirculado y total durante el ensayo.....	76
Figura 53. Concentración de $\text{Li}^+$ de las muestras tomadas en la salida y la recirculación.....	77
Figura 54. Curva RTD obtenida en la salida del reactor biológico durante el ensayo.....	78
Figura 55. Suma de los cuadrados de los residuales entre salida y recirculación.....	80
Figura 56. Concentraciones en la salida y recirculación tras aplicar un adelanto de 42.6 min ..	80
Figura 57. Fracción de $\text{Li}^+$ trasegada en salida, recirculación y pretratamiento. ....	81
Figura 58. Comparación de las curvas teórica y experimental, usando los datos de concentración en la recirculación. ....	83
Figura 59. Comparación de las curvas teórica y experimental, suponiendo igual concentración en salida y recirculación. ....	84
Figura 60. Esquema del modelo analítico con tres entradas independientes.....	84
Figura 61. Comparación de las curvas teórica y experimental, con el método de las tres entradas independientes. ....	85
Figura 62. Comparación de las curvas RTD obtenidas por los tres métodos desarrollados y aplicando directamente el modelo de Levenspiel con la curva experimental.....	86
Figura 63. Vectores velocidad en el caso de validación experimental.....	87
Figura 64. Comparación de la curva RTD obtenida por las dos técnicas CFD y el experimento. ....	88
Figura 65. Influencia del parámetro $C_L$ en la curva calculada con seguimiento de partículas... ..	90
Figura 66. Campo F en el reactor para un caso sin aireación.. ....	90
Figura 67. Influencia del tamaño de elemento en la curva RTD calculada con seguimiento de partículas.....	91
Figura 68. Comparación entre las curvas RTD obtenidas experimentalmente y numéricamente mediante la resolución de la ecuación de transporte de un trazador inerte. ....	92
Figura 69. Curvas E obtenidas para las diferentes condiciones de caudal y aireación .....	94
Figura 70. Vista lateral de la configuración 4. ....	96
Figura 71. Disposición de los 4 nuevos orificios practicados para la configuración 2. ....	98
Figura 72. Vista lateral de la configuración 3. ....	98
Figura 73. Geometría de la configuración 4.....	99
Figura 74. Velocidad para el caso sin aireación con la configuración 2. ....	100
Figura 75. Vectores velocidad para el caso con aireación con la configuración 2.....	100
Figura 76. Zonas con velocidad mayor de 50 cm/s para el caso sin aireación con la conf 2. ...	101
Figura 77. Zonas con velocidad mayor de 50 cm/s para el caso con aireación con la conf 2... ..	101
Figura 78. Histograma de velocidad para el caso sin aireación con configuración 2.....	102
Figura 79. Histograma de velocidad para el caso con aireación con configuración 2. ....	102
Figura 80. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso sin aireación con conf 2.....	103



Figura 81. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso con aireación con conf 2. ....	103
Figura 82. Velocidad en los casos sin (a) y con aireación (b) con la conf. 3.....	104
Figura 83. Histograma de velocidad para el caso sin aireación con configuración 3.....	105
Figura 84. Histograma de velocidad para el caso con aireación con configuración 3. ....	105
Figura 85. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso sin aireación con conf 3.....	106
Figura 86. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso con aireación con conf 3. ....	106
Figura 87. Vectores velocidad en el plano $z=2.5$ m para el caso sin aireación con la conf 4....	107
Figura 88. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso sin aireación con conf 4.....	107
Figura 89. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso con aireación con conf 4. ....	108
Figura 90. Histogramas de velocidad obtenidos para condiciones de no aireación.....	108
Figura 91. Histogramas de velocidad obtenidos para condiciones de aireación.....	109
Figura 92. Comparación de las curvas RTD para el caso sin aireación.....	110
Figura 93. Comparación de las curvas RTD para el caso con aireación. ....	111
Figura 94. Campo de velocidad en el reactor, bajo condiciones de aireación (conf. C1). ....	116
Figura 95. Líneas de corriente en la zona anóxica del reactor (conf C1). ....	117
Figura 96. Líneas de corriente en la zona óxica bajo condiciones de aireación (conf. C1). ....	117
Figura 97. Detalle del campo de velocidades en torno a las columnas de aireación (conf C1).118	
Figura 98. Presión reducida en el reactor bajo condiciones de aireación (conf. C1).. ....	118
Figura 99. Líneas de corriente en la zona óxica, condiciones de no aireación (conf. C1). ....	119
Figura 100. Volumen del reactor con velocidad menor de 10 cm/s bajo condiciones de no aireación (conf. C1). ....	119
Figura 101. Volumen del reactor con velocidad menor de 10 cm/s bajo condiciones de aireación (conf. C1).. ....	120
Figura 102. Contornos de difusividad turbulenta en el reactor biológico (conf. C1) bajo condiciones de no aireación (a) y aireación (b).. ....	121
Figura 103. Fracción volumétrica de aire en la zona óxica del reactor (conf. C1). ....	122
Figura 104. Curvas RTD para el ensayo de tipo pulso (E) en el reactor biológico bajo condiciones de aireación y no aireación. ....	123
Figura 105. Esquema y condiciones de funcionamiento del modelo del reactor biológico a simular mediante herramientas de simulación de procesos. ....	125
Figura 106. Evolución de la concentración de oxígeno disuelto en el efluente de la zona óxica (conf. C1) con la simulación mediante herramientas de simulación de procesos.....	126
Figura 107. Evolución de la concentración de amonio en el efluente de la zona óxica (conf. C1) con la simulación mediante herramientas de simulación de procesos. ....	127
Figura 108. Evolución de la concentración de nitratos en el efluente de la zona óxica (conf. C1) con la simulación mediante herramientas de simulación de procesos. ....	127
Figura 109. Campo de coeficiente de transferencia $K_La$ en el reactor biológico (conf. C1). ....	128
Figura 110. Concentración de sustrato biodegradable soluble ( $S_s$ ) en el reactor (conf. C1). ...	129
Figura 111. Concentración de biomasa heterótrofa en el reactor ( $X_{BH}$ ). ....	129
Figura 112. Evolución de las concentraciones de oxígeno disuelto, nitratos y amonio en el efluente del reactor obtenidas mediante la simulación CFD-ASM1. ....	130
Figura 113. Campo de $S_O$ en la zona óxica durante el ciclo de aireación (conf. C1). ....	131
Figura 114. Campo de $S_{NH}$ en la zona óxica durante el ciclo de aireación (conf. C1). ....	131
Figura 115. Distribución del ratio de la reacción R1 en la zona óxica durante el ciclo de aireación (conf. C1). ....	132
Figura 116. Evolución del oxígeno en el efluente, masa total de $SO$ en el reactor y eficiencia en la transferencia de oxígeno (SOTE) durante un ciclo de aireación (conf. C1). ....	134
Figura 117. Campo de velocidad en el reactor, funcionando con la configuración C2. ....	136

Figura 118. Fracción volumétrica de aire en la zona óxica bajo la configuración C2.....	137
Figura 119. Evolución de las concentraciones de oxígeno disuelto, nitratos y amonio en el efluente del reactor con la configuración de aireación C2. ....	138
Figura 120. Campo de $S_o$ en la zona óxica durante el ciclo de aireación con conf C2.. ....	138
Figura 121. Comparación de la evolución del oxígeno en el efluente, masa total de $S_o$ en el reactor y eficiencia en la transferencia de oxígeno (SOTE) durante un ciclo de aireación para las dos configuraciones de aireación analizadas. ....	139
Figura 122. Campo de velocidad en el reactor, funcionando con la configuración C2b.....	141
Figura 123. Fracción volumétrica de aire en la zona óxica del reactor, configuración C2b.....	141
Figura 124. Evolución de las concentraciones de oxígeno disuelto, nitratos y amonio en el efluente del reactor con la configuración de aireación C2b. ....	142
Figura 125. Campo de $S_o$ en la zona óxica durante el ciclo de aireación, conf C2b.....	143
Figura 126. Comparación de la evolución del oxígeno en el efluente, masa total de $S_o$ en el reactor y eficiencia en la transferencia de oxígeno (SOTE) durante un ciclo de aireación para las tres configuraciones de aireación analizadas ....	144
Figura 127. Líneas de corriente en la balsa previa al canal UV. ....	148
Figura 128. Vectores velocidad en un plano vertical perpendicular al canal, 100 mm antes de la placa perforada. ....	149
Figura 129. Vectores velocidad en un plano vertical perpendicular al canal, 100 mm después de la placa perforada. ....	149
Figura 130. Líneas de corriente en el interior del canal UV. ....	150
Figura 131. Campos de velocidad en los planos horizontales del canal localizados a 65 mm de altura (a) y 455 mm sobre el fondo (b). ....	151
Figura 132. Campo de intensidad UV en el entorno de las lámparas.. ....	152
Figura 133. Vista cenital del campo de intensidad UV en el canal.....	152
Figura 134. Posición y dosis UV adquirida por la nube de partículas tras 31 s. ....	153
Figura 135. Histograma de dosis UV para las condiciones de referencia. ....	154
Figura 136. Curva de inactivación frente a dosis UV de los tres organismos analizados.....	155
Figura 137. Concentración de rotavirus SA-11 empleando la aproximación euleriana.....	156
Figura 138. <i>Molinet Flow Probe 2</i> , empleado para la medición de la velocidad. ....	157
Figura 139. Localización y denominación de las nueve líneas de medida de velocidad.....	158
Figura 140. Error relativo entre las medidas de caudal del caudalímetro calibrado y el sistema de medida de caudal por vertedero.....	159
Figura 141. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 1.....	160
Figura 142. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 2.....	161
Figura 143. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 3.....	161
Figura 144. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 4.....	162
Figura 145. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 5.....	162
Figura 146. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 6.....	163
Figura 147. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 7.....	163
Figura 148. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 8.....	164
Figura 149. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 9.....	164
Figura 150. Dominio infinitesimal sobre el que se aplica la ecuación de conservación de la intensidad.....	165
Figura 151. Localización del sensor (círculo rojo) en el módulo UV. ....	166
Figura 152. Fotografías del sensor en el módulo UV: a) localización; b) dimensiones. ....	166
Figura 153. Distancias relativas entre el sensor y las lámparas. ....	167
Figura 154. Comparación numérico-experimental de la intensidad UV en el sensor.....	168

Figura 155. Comparación de los histogramas de dosis UV con ambos bancos funcionando (verde), solo el primer banco funcionando (azul) y solo el segundo banco activado (rojo).....	169
Figura 156. Trayectorias con menos dosis, caso de referencia, solo el banco 1 activo.....	170
Figura 157. Trayectorias con menos dosis, caso de referencia, solo el banco 2 activo.....	170
Figura 158. Vectores velocidad con (a) y sin (b) placa perforada.....	171
Figura 159. Vectores velocidad en el plano localizado 100 mm tras la localización que tendría la placa, con (a) y sin (b) placa perforada.....	172
Figura 160. Posición de la nube de partículas y dosis adquirida 25 s tras su liberación para el caso de referencia con (a) y sin (b) placa perforada.....	173
Figura 161. Comparación de los histogramas de dosis UV para el caso el caso de referencia, funcionando con y sin placa perforada.....	173
Figura 162. Campos de velocidad con caudal 112.5 m <sup>3</sup> /h (a), 225 m <sup>3</sup> /h (b) y 450 m <sup>3</sup> /h (c)...	175
Figura 163. Curvas RTD para distintas condiciones de caudal.....	175
Figura 164. Distribución de dosis UV en el canal para distintas condiciones de caudal.....	176
Figura 165. Intensidad UV bajo distintas transmitancias: 55% (a), 65% (b) y 75% (c). ....	177
Figura 166. Distribución de dosis UV en el canal para distintas transmitancias.....	178
Figura 167. Intensidad UV para las distintas condiciones de fallo de lámpara analizadas. ....	181
Figura 168. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso Q=450 m <sup>3</sup> /h, T=55%, P <sub>UV</sub> =143W con solo el primer banco de lámparas activo. ....	182
Figura 169. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso Q=450 m <sup>3</sup> /h, T=45%, P <sub>UV</sub> =143W con solo el primer banco de lámparas activo y la lámpara 1 fundida.....	182
Figura 170. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso Q=450 m <sup>3</sup> /h, T=45%, P <sub>UV</sub> =143W con solo el primer banco de lámparas activo y la lámpara 29 fundida. ....	183
Figura 171. Distribución de dosis en el canal bajo condiciones Q=450 m <sup>3</sup> /h, T=55%, P <sub>UV</sub> =143W con solo el primer banco de lámparas activo y con alguna de las lámparas averiadas.....	183
Figura 172. Intensidad UV en la zona de las lámparas. a) fallo en el sistema de control de la superficie libre; b) funcionamiento sin fallo (T=55%, P <sub>UV</sub> =143W).....	184
Figura 173. Distribución de dosis en el canal bajo correcto funcionamiento y con fallo en nivel de la superficie libre (Q=450 m <sup>3</sup> /h, T=45%, P <sub>UV</sub> =143W, solo el primer banco activo). ....	185
Figura 174. Trayectorias con menos dosis en el caso Q=450 m <sup>3</sup> /h, T=55%, P <sub>UV</sub> =143W con solo el primer banco de lámparas activo, con fallo en el nivel de la superficie libre.....	186
Figura 175. Detalle geométrico de la placa helicoidal. ....	187
Figura 176. Campo de velocidad en el canal con placa perforada helicoidal (Q=450 m <sup>3</sup> /h). ...	187
Figura 177. Distribución de dosis en el canal con placa helicoidal (Q=450 m <sup>3</sup> /h, T=55%, P <sub>UV</sub> =143W, solo el primer banco activo). ....	188
Figura 178. Trayectorias con menos dosis en el caso Q=450 m <sup>3</sup> /h, T=55%, P <sub>UV</sub> =143W con solo el primer banco de lámparas activo, con la modificación de la placa perforada. ....	189
Figura 179. Detalle geométrico de la modificación del espacio superficie libre-lámpara. ....	189
Figura 180. Distribución de dosis en el canal bajo la geometría original, la modificación de placa helicoidal y reducción del espacio superficie libre-lámpara .....	190
Figura 181. Trayectorias con menos dosis para el caso Q=450 m <sup>3</sup> /h, T=55%, P <sub>UV</sub> =143W con solo el primer banco de lámparas activo, con la reducción del margen superficie libre-lámparas.	191



# Índice de tablas

Tabla 1. Altura de cada uno de los agitadores sobre el suelo en su posición original.....	21
Tabla 2. Concentraciones ASM1 del influente.....	23
Tabla 3. Valor de los coeficientes estequiométricos en el modelo ASM1.....	37
Tabla 4. Ecuación de cada una de las reacciones involucradas en el modelo ASM1.....	38
Tabla 5. Porcentaje de volumen con velocidad menor de 10 cm/s bajo las diferentes condiciones de funcionamiento.....	65
Tabla 6. Características de diseño del ensayo de tipo pulso a llevar a cabo en el reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar.....	75
Tabla 7. Valores de caudal tratado, recirculado y total promedios durante el ensayo RTD del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar.....	76
Tabla 8. Parámetros del ajuste de la curva de Levenspiel a la experimental (modelo 1).....	83
Tabla 9. Parámetros del ajuste de la curva de Levenspiel a la experimental (modelo 2).....	84
Tabla 10. Parámetros del ajuste de la curva de Levenspiel a la experimental (método 3).....	85
Tabla 11. Parámetros de Levenspiel obtenidos por los tres diferentes métodos analíticos y aplicando directamente la ecuación.....	86
Tabla 12. Parámetros del ajuste de la curva de Levenspiel a los resultados numéricos.....	93
Tabla 13. Parámetros RTD obtenidos bajo diferentes condiciones de aireación y caudal.....	94
Tabla 14. Porcentaje de volumen con velocidad menor 10 cm/s en cada zona, conf 2.....	102
Tabla 15. Porcentaje de volumen con velocidad menor 10 cm/s en cada zona, conf 2.....	105
Tabla 16. Volumen estancado en cada zona para cada configuración.....	109
Tabla 17. Parámetros RTD obtenidos con las diferentes configuraciones.....	111
Tabla 18. Valores de los parámetros RTD en cada régimen de funcionamiento del reactor. ..	123
Tabla 19. Concentraciones biológicas promedio en las dos zonas del reactor obtenidas por los dos métodos de simulación empleados; CFD y simulación de procesos (SProc).....	133
Tabla 20. Resumen del funcionamiento del sistema de aireación del reactor biológico.....	134
Tabla 21. Caudal de aire promedio, caída de presión y potencia de aireación necesaria en las configuraciones C1 y C2 para cumplir los requerimientos del efluente.....	140
Tabla 22. Caudal de aire promedio, caída de presión y potencia de aireación necesaria en las tres configuraciones analizadas, para cumplir los requerimientos del efluente.....	144
Tabla 23. Niveles de inactivación de los tres organismos considerados en el canal UV para las condiciones de referencia.....	155
Tabla 24. Límites máximo y mínimo de caudal registrados en los tres ensayos realizados. ....	159
Tabla 25. Inactivación logarítmica de los organismos analizados en el canal UV con solo el primer banco activado, solo el segundo banco activado y ambos bancos de lámparas conectados... ..	171
Tabla 26. Inactivación logarítmica de los organismos analizados en el canal UV con solo el primer banco activado, funcionando con y sin placa perforada.....	174
Tabla 27. Valores de transmitancia típicos en diferentes fases de depuración.....	177
Tabla 28. Dosis UV promedio para las distintas condiciones de operación.....	179
Tabla 29. Inactivación de E. coli bajo las distintas condiciones de operación.....	179
Tabla 30. Regulación de potencia mínima de las lámparas para conseguir inactivación 3-log de E. coli bajo las distintas condiciones de operación.....	180

Tabla 31. Consumo específico mínimo de las lámparas UV para conseguir inactivación 3-log de E. coli bajo las distintas condiciones de operación. ....	180
Tabla 32. Dosis promedio e inactivación bajo distintas condiciones de fallo de lámpara. ....	181
Tabla 33. Dosis promedio e inactivación bajo condiciones correctas de funcionamiento y con fallo en el nivel de la superficie libre.....	185
Tabla 34. Dosis promedio e inactivación bajo la geometría original y la placa helicoidal. ....	188
Tabla 35. Dosis promedio e inactivación bajo la geometría original y la modificación del margen superficie libre - lámpara .....	190







# 1. Introducción

El campo de investigación de esta Tesis Doctoral es el análisis de instalaciones de depuración de aguas residuales mediante mecánica de fluidos computacional (*Computational Fluid Dynamics*, CFD), centrándose concretamente en la modelización y simulación de reactores biológicos y canales de desinfección ultravioleta (UV). La investigación trata tanto aspectos de modelización y simulación, como análisis de los fenómenos que ocurren en el interior de las instalaciones.

Esta Tesis Doctoral pretende ser una contribución con aportaciones originales al conocimiento que se tiene del tema anteriormente comentado. La búsqueda de la eficiencia del proceso: minimización del gasto energético, pero cumpliendo los requerimientos del efluente, es el objetivo último de este trabajo.

## 1.1. Origen del estudio

Desde finales del siglo XVIII, cuando se produjo la revolución industrial, hasta nuestros días, son muchos los cambios que se han producido en la sociedad. A nivel tecnológico e industrial se han producido avances que se han integrado por completo a la sociedad, lo cual ha contribuido a un mundo globalizado y más cercano. Hoy en día es posible viajar a cualquier parte del mundo en pocas horas, y no solo eso, gracias a los medios de comunicación, internet y la telefonía se puede estar informado de lo que está pasando en cualquier parte del planeta. El camino para llegar a este nivel tecnológico no ha sido sencillo, y se ha pagado un precio por alcanzar esta sociedad. Con el desarrollo industrial se han multiplicado las diferencias entre los países ricos y pobres, aumentando año a año. Desde el punto de vista medioambiental también se ha pagado un precio para alcanzar esta sociedad: palabras como efecto invernadero o cambio climático están a la orden del día en telediarios de medio mundo. A mediados del siglo XX, la parte más crítica de la sociedad industrializada comienza a cuestionarse si los efectos negativos del progreso industrial podrían llegar a ser un problema serio en el futuro, llegando a la conclusión de que se debían de controlar los perjuicios provocados por la industria, era el comienzo del desarrollo sostenible. El desarrollo sostenible fue calando en la sociedad, la gente comenzó a comprender que los recursos que se extraían del planeta no eran inagotables, y que el medio natural no tenía capacidad infinita para absorber la contaminación. En los años 80 se comprendió definitivamente que era necesario regular la emisión de contaminantes, así como el consumo de recursos. Hoy en día el cuidado del medio ambiente es una realidad, y la sociedad es consciente del problema de los residuos. La sociedad genera residuos tanto sólidos, líquidos y gaseosos, y está claro que hay que eliminarlos o tratarlos, pues el medio natural no tiene capacidad para hacerlo, y será la propia sociedad que los genera la que sufrirá los efectos negativos de no tratar correctamente los residuos.

El tratamiento de aguas residuales tiene como propósito tratar el agua residual procedente de la industria o la población, para evitar que al devolverla al medio natural receptor (lago, río, etc.) produzca efectos negativos sobre él. Algunos de los efectos que produce el agua residual no tratada sobre el medio natural son los siguientes:

## 2 1. Introducción

- Tapiza la vegetación de las riberas con residuos sólidos gruesos que lleva el agua residual, tales como plásticos, utensilios, restos de alimentos, etc.
- Acumulación de sólidos en suspensión sedimentables en fondo y orillas del cauce, tales como arenas y materia orgánica.
- Consumo del oxígeno disuelto que tiene el cauce por descomposición de la materia orgánica y compuestos amoniacales del agua residual.
- Formación de malos olores por agotamiento del oxígeno disuelto del cauce que no es capaz de recuperarse.
- Entrada en el cauce de grandes cantidades de microorganismos entre los que pueden haber elevado número de patógenos.
- Contaminación por compuestos químicos tóxicos o inhibidores de otros seres vivos (dependiendo de los vertidos industriales)
- Aumenta la eutrofización al portar grandes cantidades de fósforo y nitrógeno.

Por otro lado, la escasez de precipitaciones se ha convertido en un factor limitante del desarrollo socioeconómico de muchas regiones del mundo, como es el caso del sur de España. Aunque hay discrepancias sobre las causas de este periodo de sequía: algunos lo achacan al cambio climático, otros afirman que son fenómenos cíclicos y otros que se debe a una combinación de los dos anteriores; lo cierto es que la falta de agua produce problemas económicos, políticos y sociales. Es un problema que llega incluso a ser tema de Estado, existiendo diferentes organismos y entidades públicas destinadas a velar por la correcta y justa gestión del agua.

Este problema afecta con mayor gravedad a la Región de Murcia, especialmente en sectores de gran peso económico como la agricultura y el turismo. Ya en el Plan Estratégico de Desarrollo de la Región de Murcia para el periodo 2000-2006 se subrayaba la racionalización y optimización del uso del agua como línea prioritaria para el crecimiento de la región. Dentro de esta optimización, la reutilización de las aguas residuales depuradas como fuente de agua adicional cobra especial importancia, ya que permite aliviar las necesidades hidrológicas de la agricultura, disminuyendo la presión ejercida sobre los acuíferos y permitiendo su recuperación. Más recientemente, en la elaboración de la Estrategia de Investigación e Innovación para la Especialización Inteligente de la Región de Murcia (RIS3Mur), que tiene como objetivo identificar y priorizar las actividades en las que la Región presenta un mayor potencial de competitividad y desarrollo, y dentro del Plan “Europa 2020”, exigido para acceder a los fondos estructurales 2014-2020, se señalan las actividades vinculadas al ciclo del agua (tratamiento, depuración y gestión) como campo prioritario de investigación e innovación, destacando la importancia de dicho campo en el sector agroalimentario de la Región.

Dentro de este contexto, queda clara la importancia del tratamiento de aguas residuales en la Región de Murcia, así como la necesidad de una depuración eficiente, que asegure que el agua depurada cumpla los requisitos necesarios para su reutilización en la agricultura (o para verterla al medio receptor), procurando tener el menor gasto energético posible. Las estaciones depuradoras de agua residual (EDAR) son las encargadas de realizar el tratamiento de aguas residuales. Las EDAR se pueden clasificar en dos tipos principales:

- EDAR urbanas, que reciben el agua residual de una aglomeración urbana.
- EDAR industriales, que reciben el agua residual de una o varias industrias.



Figura 1. Vista general de la EDAR de Aspe (Alicante), ejemplo de EDAR urbana.

El tratamiento depende de varios factores, principalmente de la procedencia del agua residual, pero en líneas generales, los tratamientos convencionales que se realizan en una EDAR son los siguientes.

- Pretratamiento: Consiste en la eliminación por tratamientos físicos de los sólidos y grasas presentes, para evitar que dañen los equipos de tratamiento posteriores. Los principales tratamientos en esta etapa son:
  - Desbaste, para la eliminación de gruesos no solubles como plásticos, envases.
  - Desarenado, para la eliminación de sólidos de pequeño tamaño.
  - Desengrasado, para la eliminación de sólidos y líquidos no miscibles de menor densidad que el agua.
- Tratamiento primario: Consiste en una decantación para eliminar las partículas de menor tamaño que no han podido ser eliminadas en el pretratamiento.
- Tratamiento secundario: Se trata de un tratamiento biológico, con la ayuda de bacterias y mediante la adición de oxígeno se consigue oxidar la materia orgánica presente en el agua. Existen varios tipos de tratamientos secundarios (fangos activos, lechos bacterianos, reactores biológicos de membrana), pero el principio de tratamiento es común. La oxidación biológica de la materia orgánica presente en el agua residual es el proceso clave en la depuración.

Tras el tratamiento biológico, se separa el agua depurada de los fangos, tradicionalmente dicha separación se lleva a cabo mediante un proceso de decantación. Sin embargo, en la actualidad se están imponiendo paulatinamente las tecnologías basadas en la filtración para la separación fango-agua. Un ejemplo de esta tecnología son los reactores biológicos de membrana (MBR). Su principal ventaja es que necesitan mucha menos superficie que un decantador convencional para separar el mismo caudal de agua. Por otro lado, necesitan un mantenimiento mayor para evitar la obstrucción de los poros.

- Tratamiento terciario: En esta parte se engloban los tratamientos físico-químicos destinados a tratar alguna de las características del agua tratada, como eliminar la presencia de bacterias, virus y gérmenes. Aunque el proceso clave de la depuración es el tratamiento secundario, la desinfección (englobada dentro del tratamiento terciario) del agua cobra un papel esencial cuando el agua depurada es utilizada para irrigación. Ya que es importante eliminar bacterias como la Escherichia Coli (E. Coli), para que no se transmita a los cultivos. Uno de los tratamientos terciarios más utilizados es la desinfección ultravioleta (UV), que consiste hacer pasar el agua residual entre lámparas que irradian luz ultravioleta, la cual tiene la capacidad de inhibir la capacidad reproductora de los organismos presentes en el agua.

Además de la línea de agua descrita, las EDAR cuentan con la llamada línea de fangos, que consiste en el tratamiento de los concentrados extraídos del agua depurada. Los fangos reciben un tratamiento de espesamiento, digestión y deshidratación, para convertirlos en residuos susceptibles de ser tratados como urbanos o incinerados, aunque también se pueden obtener productos de compostaje para la agricultura, o biogás que puede usarse como combustible.

La figura 2 muestra la línea de proceso de una depuradora convencional.

## **CROQUIS E.D.A.R.**

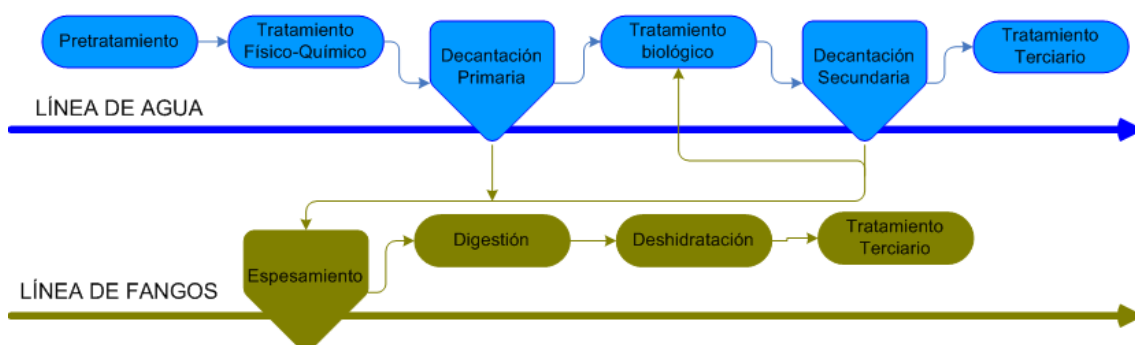


Figura 2. Línea de proceso de una EDAR convencional. Fuente: Wikipedia.

La depuración de aguas residuales está regulada por la directiva europea 91/271/CEE que establece, entre otras imposiciones, los requerimientos del efluente. El no cumplimiento de esta directiva acarrea el pago de multas e indemnizaciones por parte del explotador, controlador, propietario de la EDAR o incluso el mismo Estado español en función de la falta. En 2016, España contaba con más de 2000 estaciones de depuración, que trataron un total de 4100 hm<sup>3</sup> (unos 90 m<sup>3</sup>/ habitante). Por otro lado, en el tratamiento de aguas residuales se ven involucrados, entre otros, procesos de bombeo, aireación y agitación que suponen un alto coste energético.

Por motivos económicos, y sobre todo ambientales, queda clara la necesidad de mejorar la eficiencia de las EDAR; cumplir los requerimientos del efluente, tanto para verterlo al medio natural como para reutilizarlo en irrigación, pero con el menor coste energético posible. Para tal fin, es necesario abordar una rigurosa investigación de las distintas instalaciones de depuración. El estudio de los procesos y plantas de depuración engloba varias disciplinas: química y biología tienen un papel importante en el estudio de las reacciones que ocurren en los reactores, así como en el análisis del agua. Sin embargo, el papel de la Mecánica de Fluidos es fundamental en el estudio. El análisis fluidodinámico del flujo proporciona importante información del proceso de depuración, permitiendo así mejorar el funcionamiento fluidodinámico de las plantas. Durante los últimos años, el Departamento de Ingeniería Térmica y de Fluidos de la Universidad

Politécnica de Cartagena (UPCT) ha desarrollado, junto con la Entidad de Saneamiento y Depuración de Aguas Residuales de la Región de Murcia (ESAMUR), distintos trabajos de investigación con la finalidad de mejorar la fluidodinámica de las instalaciones de las Estaciones de Depuración de Aguas Residuales (EDAR) pertenecientes a la Comunidad Autónoma de Murcia. Esta colaboración realizada pone de manifiesto dos aspectos que justifican esta Tesis Doctoral: por un lado la necesidad de analizar y mejorar la fluidodinámica de las instalaciones de las EDAR, por otro lado la adecuación de la herramienta CFD para abordar dichos análisis. La CFD resulta una herramienta ideal para estudiar la fluidodinámica de las instalaciones que componen las estaciones de depuración, debido a su capacidad para abordar cualquier tipo de problema de fluidos, así como la facilidad para obtener abundante información del problema.

## 1.2. Estado del arte

Los métodos de evacuación y depuración de aguas residuales se remontan a la antigüedad. Se han encontrado instalaciones de alcantarillado en lugares prehistóricos de Creta y en antiguas ciudades asirias. Los romanos ya usaban alcantarillados para drenar el agua de sus ciudades. Varios siglos después, en el siglo XIX algunas ciudades como Londres comenzaron a construir canales en sus calles, que utilizaban como desagües para eliminar los desechos humanos, que finalmente desembocaban al río. A finales del siglo XIX, se empezó a reconocer que el vertido directo de los desechos en el río provocaba problemas sanitarios, tales como fiebres tifoideas. En 1881 Robert Koch realiza el descubrimiento más importante de la historia del tratamiento de aguas, al descubrir la capacidad del cloro para matar las bacterias del agua. A principios del siglo XX algunas ciudades norteamericanas comienzan a implantar sistemas de tratamiento para el agua que abastecía a la población; práctica que durante la primera mitad del siglo XX se expandió por toda Europa. Así, en España, a mediados del siglo XX el agua potable llegaba a más del 90% de la población, pero el uso de plantas depuradoras de aguas residuales estaba restringido a muy pocas ciudades. Fue en los años 80, cuando la población comenzó a concienciarse de la necesidad de un “desarrollo sostenible”, que asegurase el abastecimiento de agua de calidad a las generaciones futuras. Bajo dicho contexto, las administraciones comenzaron a regular la depuración de las aguas residuales. Tal y como se ha comentado anteriormente, actualmente la directiva europea 91/271/CEE obliga, salvo condiciones excepcionales, a tratar el agua residual procedente de todas las aglomeraciones urbanas de más de 2000 habitantes, lo que en España supone más de 2000 EDAR en funcionamiento.

Las fases que componen el tratamiento convencional de aguas residuales (pretratamiento, tratamiento primario, secundario y terciario) siguen siendo las mismas y en el mismo orden que en el siglo pasado. Sin embargo, los equipos que se encargan de hacer cada uno de los procesos sí van evolucionando y cambiando con el tiempo. Para el diseño de una EDAR se parte de los parámetros de entrada del agua de entrada (caudal, carga biológica (DQO), nitrógeno, sólidos en suspensión, fósforo, coloiformes totales, etc.) y de los deseables a la salida (especificados por la normativa de cada Comunidad Autónoma), otros condicionantes como temas ambientales, económicos o de espacio disponible en el terreno también han de ser tenidos en cuenta.

Tradicionalmente, el diseño de las distintas instalaciones involucradas en el proceso de depuración se realiza en base a manuales (ej. Spellman 2013), que sirven para dimensionar el reactor, en función de los parámetros de entrada y salida. Sin embargo, en la mayoría de los casos, estos manuales solo sirven como guía, y el diseñador tiene que usar su experiencia para solventar algunos problemas particulares de su planta, como puede ser la eliminación de algún contaminante específico o el uso de una tecnología diferente a la considerada en el manual.

Otro problema de los manuales es que no tienen en cuenta la fluidodinámica en el interior de los reactores y canales involucrados en el proceso; en la mayoría de los casos suponen un patrón de flujo ideal (flujo pistón o flujo perfectamente mezclado) y en base al caudal y al tiempo de contacto necesario seleccionan las dimensiones del equipo. Sin embargo, la eficiencia de la depuración depende en gran medida de los fenómenos fluidodinámicos que se producen en el interior de los equipos (Vilker 1993, Ouedraogo *et al.* 2016), deficiencias fluidodinámicas tales como zonas muertas, cortocircuitos o recirculaciones pueden llegar a causar una incorrecta depuración del agua residual, por lo que han de ser evitadas mediante un correcto diseño fluidodinámico. Desafortunadamente, predecir el comportamiento fluidodinámico en el interior de una instalación de depuración presenta diferentes dificultades. Las ecuaciones que rigen el comportamiento del fluido son las ecuaciones de Navier-Stokes, consistentes en los balances de masa y cantidad de movimientos, que proporcionan como solución los campos de velocidad y presión. A pesar de ser publicadas en el siglo XIX, aún hoy en día, las ecuaciones de Navier-Stokes no tienen solución analítica conocida, tan solo es posible resolver simplificaciones de las mismas (flujo unidimensional laminar, flujo unidimensional ideal, fluidoestática, etc.), insuficientes en la mayoría de ocasiones para predecir la fluidodinámica en el interior de las instalaciones de EDAR. Otra vía para el análisis de la fluidodinámica en el interior de las instalaciones de depuración es la experimentación: mediante el empleo de sensores, se obtienen valores de velocidad y presión en distintas localizaciones del reactor o canal. Sin embargo, el estudio experimental de las instalaciones de depuración presenta algunas limitaciones:

- Universalidad de los resultados: los valores de velocidad han sido obtenidos para una instalación bajo unas condiciones de funcionamiento determinadas, no aseguran la predicción del flujo bajo distintas condiciones de funcionamiento o geometría.
- Detalle de la información: los sensores proporcionan valores de velocidad en localizaciones específicas de la instalación, no proporcionan el campo completo de velocidades. El precio de los sensores es un limitante a la hora de seleccionar el número de medidas espaciales a registrar.
- Naturaleza del agua residual: el agua residual contiene sólidos en suspensión, lo que imposibilita el uso de sensores ópticos y dificulta el uso de sensores basados en el movimiento mecánico, ya que se pueden obstruir. Por otro lado, las velocidades del agua en los canales y reactores de depuración son del orden de cm/s, lo que supone una limitación más al aparato de medida, ya que ha de ser capaz de detectar velocidades del agua bajas.

En este contexto, ante las limitaciones que presentan los métodos analíticos y experimentales para el análisis del flujo, la Mecánica de Fluidos Computacional (CFD), surge como una herramienta interesante para el análisis del flujo en instalaciones de depuración. Aunque se entrará en detalle más adelante, la CFD es una herramienta cuyo fin es aproximar la solución de las ecuaciones de Navier-Stokes mediante métodos matemáticos. Con ello, logra solventar las limitaciones que tenían los métodos analíticos y experimentales, ya que consiguen proporcionar en detalle los campos de velocidad y presión, para las diferentes geometrías y condiciones de funcionamiento. Por otro lado, es necesaria la validación experimental del modelo, con el fin de asegurar la validez de sus resultados. A finales del siglo pasado, la CFD comenzó a usarse como herramienta para el diseño de las EDAR, en combinación con el estudio experimental. En los últimos años su uso en el sector se ha extendido, consolidándose como una herramienta útil y eficaz para el análisis fluidodinámico. Su potencial no se reduce a la fluidodinámica, sino que es capaz de modelizar y simular fenómenos de diferente naturaleza tales como bioquímica o radiación. A continuación se detalla el estado del arte en cuanto al empleo de CFD para el diseño y análisis de reactores biológicos y sistemas de desinfección ultravioleta (UV) en EDAR.

### 1.2.1. CFD en el análisis de reactores biológicos de EDAR

En las EDAR convencionales, la oxidación biológica, englobada dentro del tratamiento secundario, es considerada el proceso más importante de la depuración. Su objetivo es eliminar la materia orgánica biodegradable (sustratos, amonio, fósforo, etc.) del agua residual. Dicho objetivo es conseguido mediante la acción de bacterias presentes en el reactor que, en presencia de oxígeno, son capaces de degradar la materia orgánica presente en el agua influente. La mezcla formada por el agua residual y el fango bacteriano es conocida como licor de mezcla. El oxígeno es introducido en el reactor en burbujas (de aire o de oxígeno puro) mediante difusores localizados en el fondo del reactor o hélices superficiales. Debido principalmente a la aireación, aunque también a la agitación, el reactor biológico es la instalación de la EDAR que más energía consume, llegando a suponer el 70% de la energía total consumida en la EDAR (Reardon 1995, Yang *et al.* 2011). Debido al alto consumo energético del reactor biológico, se han hecho grandes esfuerzos para intentar simular mediante CFD los fenómenos fluidodinámicos y biológicos que ocurren en su interior, con el fin de comprender mejor los procesos que ocurren en el interior del reactor y mejorar su eficiencia.

Uno de los principales desafíos en la simulación CFD de reactores biológicos es la modelización de la interacción entre el licor de mezcla y las burbujas de aire. La bibliografía muestra dos formas principales de modelizar esta interacción: aproximación Euler-Euler y aproximación Euler-Lagrange. En la primera de ellas, perspectiva Euler-Euler, un conjunto de ecuaciones de Navier-Stokes es resuelto para cada una de las fases, asumiendo que el campo de presión es común a cada fase e incluyendo como nueva variable en el sistema de ecuaciones la fracción volumétrica de la segunda fase. En este método, la interacción entre ambas fases es resuelta mediante la adición de nuevos términos en las ecuaciones de cantidad de movimiento, que modelizan el arrastre de una fase sobre otra, considerando una fase como dispersa y la otra como continua. Por otro lado, la aproximación Euler-Lagrange trata el líquido como fase continua, aplicando las ecuaciones de Navier-Stokes sobre ella, pero las burbujas de aire son tratadas como partículas que se mueven en el flujo (perspectiva Lagrangiana), aplicando un balance de fuerzas sobre cada una para calcular su trayectoria.

Cox (1997) fue pionero en la simulación bifásica de reactores biológicos, al desarrollar un modelo numérico bidimensional con el software ASTRID de un reactor biológico de puente aéreo. El autor empleó un modelo multifásico Euler-Euler, tratando el líquido como fase continua y el gas como fase dispersa, proporcionando razonable concordancia entre las predicciones numéricas, medidas experimentales y modelos analíticos previos. Dentro de la aproximación Euler-Euler, una de las cuestiones más debatidas es como evaluar el término de intercambio de momento entre ambas fases. Fayolle (2007) desarrolló y validó experimentalmente un modelo numérico tridimensional de un reactor biológico, utilizando la ecuación de Schiller y Naumann (1935) para el arrastre de la fase continua sobre la dispersa. En el trabajo de Gresch *et al.* (2011) se utiliza la correlación de Ishii y Zuber (1979) para la modelización de la fuerza de arrastre del agua sobre las burbujas. Esta correlación tiene en cuenta la deformación de las burbujas, que pasan de su forma esférica original a tener forma elíptica. Otra correlación utilizada con éxito para simular el arrastre entre ambas fases en modelos multifásicos Euler-Euler es la de Morsi y Alexander (1972), utilizada entre otros en el trabajo de Le Moullec *et al.* (2008). La perspectiva Euler-Lagrange, aunque presenta un mayor coste computacional que la Euler-Euler, permite el cálculo individual de la trayectoria de cada burbuja, Gong (2007) desarrolla y valida experimentalmente el modelo numérico del movimiento de una nube de burbujas en una columna de agua mediante la aproximación Euler-

Lagrange, utilizando el modelo de Clift (1978) para la evaluación del arrastre burbujas-agua. En definitiva, la bibliografía muestra que tanto la aproximación Euler-Euler, como la Euler-Lagrange son capaces de simular el flujo multifásico que se produce en el interior de los reactores biológicos, siendo otros aspectos como el coste computacional o si se necesita conocer la trayectoria de las burbujas los determinantes para emplear una perspectiva u otra.

Otro aspecto trascendental en la simulación CFD de reactores biológicos es la modelización de la turbulencia, ya que el mezclado por turbulencia tiene notable importancia en los procesos que ocurren en el reactor. La mayoría de los modelos CFD desarrollados, consiguen un excelente ajuste con los datos experimentales usando el modelo de turbulencia  $k-\epsilon$  standard (Glover *et al.* 2006, Fayolle *et al.* 2007, Yang *et al.* 2011, Karpinska 2013), el cual se aplica sobre las ecuaciones de Navier-Stokes promediadas por el método de Reynolds. En el trabajo de Le Moullec *et al.* (2008) se comparan los resultados obtenidos mediante los modelos de turbulencia  $k-\epsilon$  standard y  $k-\epsilon$  RSM, concluyendo que ambos proporcionan similares campos de velocidad, pero que el standard subestima ligeramente el mezclado por turbulencia. Otros modelos de turbulencia basados en el promediado de Reynolds (Reynold Averaged Navier Stokes equations RANS) como el  $k-\omega$  también han sido empleados con éxito para la simulación de reactores biológicos (Gresch *et al.* 2011). Karpinska (2013) en su tesis doctoral compara, en el modelo CFD de un reactor biológico de tipo carrusel, los campos de velocidad proporcionados mediante diferentes modelos de turbulencia, tanto RANS ( $k-\epsilon$ ,  $k-\omega$ ) como Large Eddy Simulations (LES), híbrido entre DNS (Direct Numerical Simulations) y RANS en función de la escala de tamaño. Apenas se encuentran diferencias en los campos de velocidad proporcionados por los modelos RANS, mientras que el modelo LES proporciona campos de velocidad ligeramente diferentes, debido a los torbellinos generados, sin embargo, la autora concluye con la recomendación del uso del modelo  $k-\epsilon$  standard, debido a su precisión y su considerablemente menor coste computacional que el LES.

Respecto a la simulación de los agitadores, la CFD permite diferentes técnicas de simulación de los mismos. En turbomaquinaria, existen dos alternativas principales para la simulación de la máquina: simulación transitoria con malla móvil, en donde las hélices de la máquina rotan solidarias a las celdas adyacentes, estando fijas las celdas del entorno exterior de la máquina, simulación estacionaria con sistema de referencia múltiple, en donde las celdas adyacentes a la máquina se resuelven en un sistema de referencia móvil y las celdas exteriores en uno fijo. El fundamento teórico y numérico de los dos métodos se explica en el trabajo de Jasak y Beaudoin (2011). Ambas opciones necesitan de la modelización geométrica de las hélices del agitador, con el esfuerzo de tiempo y computacional que ello supone para la simulación, pues se trata de geometrías complejas que requieren mallas complejas. Sin embargo, en la modelización CFD de reactores biológicos, dado que no interesa tanto conocer el flujo en detalle entre las hélices del agitador, sino el campo de velocidad en el reactor, las dos técnicas anteriores no son factibles, más si se tienen varios agitadores en el reactor, como ocurre en la mayoría de los casos. En su lugar, se emplean modelos simplificados de los agitadores, que no modelan geométricamente el agitador, sino que modifican la ecuación de cantidad de movimiento en la zona del agitador para simular su efecto. El método de la velocidad fija (Fayolle *et al.* 2007, Vermande *et al.* 2007) consiste en fijar la velocidad en las celdas de la zona donde se encuentra el agitador, por lo que no hay que resolver la ecuación de cantidad de movimiento sobre las mismas. Esta simplificación presenta el problema de que no es capaz de tener en cuenta la influencia de las condiciones del flujo exterior sobre el chorro, pues la velocidad en el mismo es fijada independientemente de lo que ocurra en el exterior. Karpinska (2013) en su tesis, en lugar de imponer la velocidad en la zona de los agitadores, añade un término fuente de cantidad de movimiento en la zona de los



misimos, lo que le permite tener en cuenta la influencia del flujo exterior sobre el chorro. Similar al anterior, el modelo *fan* (ver figura 3), empleado con éxito por Yang (2011) para simular los agitadores de un reactor biológico de tipo carrusel, modeliza las aspas del agitador como un plano entre celdas con un salto de presión entre ambas caras del mismo, lo que permite tener más control sobre el funcionamiento del agitador, permitiendo programar el salto de presión en función de la velocidad para modelizar más fielmente el funcionamiento de la turbomáquina real.

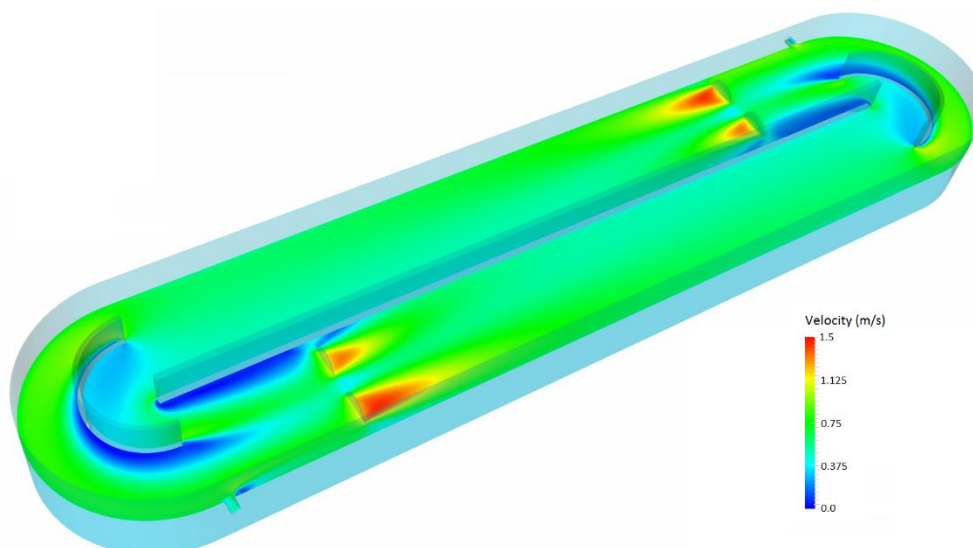


Figura 3. Simulación CFD de un canal de oxidación biológica, empleando el modelo *fan* para modelar los agitadores.

Aunque los campos de velocidad y presión en el interior del reactor biológico proporcionan interesante información, no son suficientes para evaluar el rendimiento del reactor en cuanto a tiempo de contacto. Para tal fin se realiza habitualmente un ensayo de distribución de tiempos de residencia (Residence Time Distribution, RTD), que permite evaluar la eficiencia fluidodinámica del reactor mediante diferentes indicadores como el volumen activo, la dispersión o la fracción de caudal cortocircuitada. En el trabajo de Teixeira y Siqueira (2008) se describen los principales indicadores RTD, así como su utilidad. El ensayo RTD consiste en liberar en el instante inicial ( $t_0$ ) trazador inerte en la entrada del reactor e ir midiendo la evolución temporal de la concentración de trazador a la salida de reactor. La gráfica de la concentración de trazador (o su normalizada) frente al tiempo proporciona interesante información sobre el tiempo de contacto del caudal tratado en el reactor. El ensayo RTD más habitual es el de tipo pulso, que consiste en introducir una masa determinada de trazador en el instante inicial. La curva de concentración de trazador normalizada que se obtiene en la salida del reactor en un ensayo de tipo pulso se denomina curva *E*. El ensayo de tipo escalón consiste en introducir trazador de manera continua en la entrada. En el ensayo de tipo escalón, la curva normalizada de trazador a la salida del reactor se denomina curva *F*, y en realidad es la integral en el tiempo de la curva *E*. Aunque el experimento RTD mediante trazador es algo trivial en ingeniería química, aplicarlo a reactores biológicos de EDAR es más complicado, ya que en éstos el fango es recirculado desde la salida a la entrada del reactor, arrastrando con él parte del trazador introducido, lo que produce que la curva obtenida en la salida no sea la correspondiente a la de un ensayo de tipo pulso, sino la correspondiente a un ensayo de tipo pulso más una entrada de recirculado variable en el tiempo. Por otro lado, la mayoría de EDAR trabajan de forma ininterrumpida, lo que imposibilita la desconexión de la recirculación de fangos durante unas horas para hacer el experimento RTD. Sería interesante desarrollar métodos analíticos para

poder solventar esta limitación y poder realizar el ensayo RTD en reactores biológicos sin interrumpir la recirculación.

En el campo de la CFD, de acuerdo a la bibliografía, se tienen dos técnicas principales para simular el ensayo RTD en el reactor biológico: resolución de la ecuación de transporte del trazador (perspectiva Euleriana) y seguimiento de partículas (perspectiva Lagrangiana). Ambos métodos necesitan de la simulación previa de los campos de velocidad y turbulencia, para la evaluación de los términos de arrastre (convectivo) y de mezclado turbulento (difusivo). La resolución de la ecuación de transporte del trazador se realiza introduciendo numéricamente un trazador en el reactor mediante una inyección de tipo pulso, y resolviendo la ecuación del transporte del trazador en el dominio. Cabe destacar que el trazador definido debe de tener densidad y difusividad muy similares a las del fluido de trabajo, y que se trata de una simulación transitoria, con el coste computacional que ello conlleva. Son varios los trabajos (Zhang *et al.* 2007, Stamou 2008) que han conseguido buen ajuste entre las predicciones CFD y las curvas RTD experimentales de reactores biológicos mediante la resolución de la ecuación de transporte. El seguimiento de partículas (particle tracking) consiste en calcular las trayectorias de un número suficientemente grande de partículas liberadas en la entrada del reactor. Con el fin de que las partículas liberadas tengan la misma trayectoria que las partículas fluidas, su tamaño ha de ser mínimo y su densidad igual a la del licor de mezcla. Al igual que en el caso del anterior método, son varias las publicaciones que consiguen excelente concordancia numérico-experimental de la curva RTD de reactores biológicos mediante seguimiento de partículas (Stropky *et al.* 2007, Karpinska 2013). Uno de los trabajos más interesantes en cuanto al cálculo RTD de reactores biológicos mediante CFD es el de Le Moullec (2008); en él se comparan las curvas RTD CFD obtenidas mediante los dos métodos numéricos mencionados con la experimental para un reactor a escala, los resultados (ver figura 4) muestran un buen ajuste entre las tres curvas, aunque los autores destacan el mayor coste computacional de la resolución de la ecuación de transporte de trazador respecto al seguimiento de partículas. Sin embargo, algunos autores (MacInnes and Bracco 1992, Visser 1997, Dehbi 2008) advierten del efecto “falso arrastre” (spurious drift), producido cuando se calcula el transporte lagrangiano de partículas con masa despreciable (se mueven solidarias al flujo), incluyendo los fenómenos de dispersión turbulenta mediante DRW (Discrete Random Walk model) y en el seno de flujos muy heterogéneos. Este efecto consiste en la acumulación de partículas en las zonas de baja turbulencia, generando una curva RTD irreal. Los trabajos anteriores consiguen un buen ajuste entre la curva RTD y experimental empleando particle tracking, pero en reactores con flujos no complejos, similares al flujo pistón; sería interesante comparar las curvas RTD calculadas mediante las dos técnicas numéricas descritas en un reactor biológico con un flujo difusivo, lejano al flujo pistón ideal.

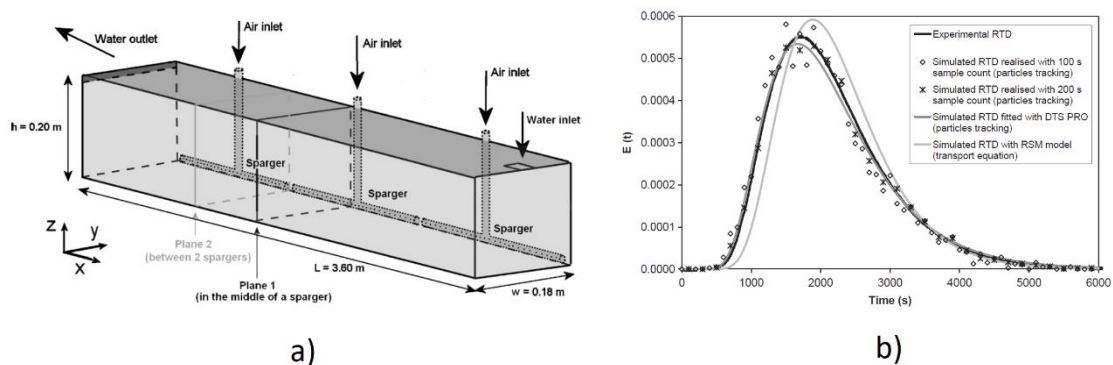


Figura 4. Figuras de la publicación de Le Moullec et al. (2008): a) diagrama del reactor simulado; b) comparación de las curvas RTD obtenidas.

El potencial de la CFD para el análisis de instalaciones de tratamiento de agua no se limita a la simulación de la fluidodinámica en el interior del equipo, sino que también es capaz de modelizar fenómenos de distinta naturaleza, tales como procesos de transferencia de masa o reacciones químicas o biológicas. Esta capacidad es de especial utilidad en el campo de los reactores biológicos, pues su objetivo final es reducir la concentración de contaminantes en el afluente hasta cumplir los requerimientos especificados por la normativa. Aunque existen diferentes modelos matemáticos para simular las reacciones bioquímicas que ocurren en el reactor biológico, los más empleados son los pertenecientes a la serie ASM (Activated Sludge Models) publicados por la IWA (International Water Association, Henze *et al.* 2000). Estos modelos tratan de identificar y clasificar los distintos componentes del agua (sustrato soluble, sustrato particulado, oxígeno, biomasa, amonio, nitratos, etc.) y establecer las reacciones que ocurren entre ellos en términos de coeficientes estequiométricos y velocidades de reacción (cinética). Existen diferentes programas de simulación de procesos que incluyen los modelos ASM (e.g. BIOWIN (Nghiem *et al.* 2017), WEST (Vanhooren *et al.* 2018), DESSAS (Ferrer *et al.* 2008)). Dichos programas no tienen en cuenta la fluidodinámica en el interior de los reactores, sino que aplican directamente las ecuaciones ASM a cada uno de los tanques del reactor, asumiendo que se tiene un flujo perfectamente mezclado en el interior. Sin embargo, tal y como se comentó anteriormente, son varios los autores que alertan de la importancia de la fluidodinámica en los procesos bioquímicos (Vilker 1993, Ouedraogo *et al.* 2016), ya que el flujo real en la depuradora presenta ineficiencias tales como cortocircuitos, zonas muertas o recirculaciones que han de ser tenidas en cuenta. Otro aspecto discutible de los simuladores bioquímicos es la modelización de la transferencia de oxígeno desde las burbujas de aire al licor de mezcla, ya que simplemente fijan un nivel de consigna de oxígeno en el tanque o asumen un valor del coeficiente de transferencia de oxígeno constante en todo el tanque, a partir de los datos facilitados por el fabricante del sistema de aireación. Sin embargo, el proceso de transferencia de oxígeno es complejo, estando envueltas diferentes variables tales como el tamaño de las burbujas, distribución de los difusores, altura de la columna de líquido, etc. y proporcionando una concentración de oxígeno que no es uniforme en todo el tanque. En este contexto, la CFD surge como una herramienta eficaz para la simulación de los procesos bioquímicos que tienen lugar en el reactor, pues es capaz de solventar las limitaciones de los simuladores de proceso, ya que tiene el potencial de simular la fluidodinámica en el reactor y la transferencia de oxígeno entre el aire y el agua.

Al ser un proceso bastante común en la industria, se han realizado numerosas investigaciones sobre la modelización de la tasa de transferencia de oxígeno entre burbujas de aire y el agua. La transferencia de oxígeno entre las burbujas de aire y el líquido se modela como el producto del coeficiente de transferencia  $K_L$  por el área de interface burbuja-líquido  $a$  por la resta de la concentración de saturación de oxígeno en el licor de mezcla menos su concentración actual. La teoría de penetración de Higbie (1935) deduce la evaluación del coeficiente de transferencia, que depende de la velocidad relativa entre fases y del tamaño de las burbujas. A pesar de su complejidad, la CFD es capaz de calcular el campo de transferencia de oxígeno, pues la simulación fluidodinámica multifásica proporciona la fracción volumétrica de aire y la velocidad relativa entre ambas fases, necesarias ambas para evaluar la transferencia. Nuevamente, Cockx (2001), en la continuación del trabajo anterior, fue pionero en la modelización CFD de la transferencia de oxígeno en un reactor biológico, incorporando la ley de Higbie a su simulación CFD y obteniendo buen ajuste entre sus predicciones numéricas y las medidas experimentales de concentración de oxígeno. Fayolle (2007) también incluyó la ley de Higbie a su modelo CFD y predijo los resultados experimentales de oxígeno disuelto con éxito, destacando además la

notable influencia de la fluidodinámica para el cálculo de la transferencia. Una vez solventada la dificultad de la evaluación de la transferencia de oxígeno, la CFD permite la simulación bioquímica del reactor biológico, mediante la resolución de la ecuación de transporte de cada uno de los componentes considerados en el modelo ASM, modelando las reacciones entre ellos por medio de términos fuente, evaluados en función de la estequiometría y cinética estipulada en el modelo ASM. Son algunas las publicaciones que han desarrollado una modelización completa CFD-ASM de un reactor biológico. Glover (2006), en su artículo *Modelling of wastewater treatment plants – how far shall we go with sophisticated modelling tools?* implementa el modelo ASM1 en su modelo CFD de un reactor biológico de tipo carrusel. El autor simula el reactor bajo distintas configuraciones y compara los resultados obtenidos con los que se consiguen con el programa de simulación de procesos WEST, desarrollando además un modelo híbrido en donde calcula la curva RTD del reactor mediante CFD y la introduce en WEST para simular su bioquímica. El autor concluye destacando el potencial de la CFD para la simulación bioquímica de reactores biológicos, pero advirtiendo que el poder computacional requerido imposibilita las simulaciones transitorias, del orden de días, presentando para ello la alternativa de los modelos híbridos, donde simula la hidrodinámica mediante CFD usa la curva RTD obtenida como input para simular la bioquímica mediante un programa de simulación de procesos bioquímicos. Unos años más tarde, Le Moullec (2010a), también como continuación del trabajo anterior, en donde simulaba la fluidodinámica de un reactor biológico a escala, incluye el modelo ASM1 en el modelo CFD de un reactor biológico, sus resultados muestran discrepancia entre las predicciones numéricas y las medidas experimentales de amonio. En este artículo, el autor justifica la asunción de que las fases tenidas en cuenta para la simulación son dos (líquido y aire), al considerar que los sólidos en suspensión se encuentran disueltos en el licor de mezcla, por lo que puede ser tomado como una única fase. El autor concluye el artículo destacando el coste computacional de la simulación bioquímica CFD, que le obliga a realizar una simulación estacionaria. En el mismo año, el mismo autor publica un segundo artículo (Le Moullec *et al.* 2010b) en donde desarrolla un modelo híbrido de CFD con simuladores de proceso bioquímicos convencional para solventar los problemas de coste computacional. El modelo consiste en simular la fluidodinámica del reactor mediante CFD, pero para la bioquímica no emplea el modelo CFD, sino que divide el reactor en un número razonable de zonas, mucho menor que los elementos que tenía la malla. La simulación CFD proporciona el nivel de turbulencia de cada una de las zonas y el flujo de licor de mezcla entre cada una. La simulación bioquímica, al tener menos elementos que la CFD es más rápida, permitiendo simular procesos transitorios, ya que los gradientes espaciales de las concentraciones son pequeños en comparación con los de velocidad. En el año 2014, Lei y Ni (2014) desarrollan un modelo CFD-ASM1 de un canal de oxidación de tipo carrusel bajo condiciones estacionarias, considerando tres fases (agua, fango y aire), obteniendo un excelente ajuste con las medidas experimentales de sólidos en suspensión, nitratos, amonio y oxígeno disuelto bajo diferentes condiciones de funcionamiento. En conclusión, la búsqueda bibliográfica muestra que es posible la simulación de modelos bioquímicos mediante CFD, pero que el coste computacional imposibilita la simulación transitoria del mismo, por lo que los investigadores recurren a modelos híbridos en donde hacen la simulación fluidodinámica mediante CFD y la bioquímica mediante simuladores de proceso convencionales. Sería interesante investigar técnicas numéricas para simular los procesos biológicos transitorios mediante CFD sin un coste computacional excesivo.

En definitiva, la revisión bibliográfica realizada sobre la aplicación de la CFD en reactores biológicos muestra que es un tema de investigación actual, debido a la trascendencia de la oxidación biológica en la depuración de aguas y al margen de mejora que aún se tiene, pues la

mayoría de reactores biológicos han sido diseñados sin tener en cuenta la fluidodinámica en su interior. La aplicación de la CFD a los reactores tiene distintos niveles de complejidad y detalle: fluidodinámica, fluidodinámica más RTD, fluidodinámica más transferencia de oxígeno, fluidodinámica más transferencia de oxígeno más reacciones bioquímicas; quedando aún bastante trabajo por hacer para que la CFD se convierta en una herramienta eficaz y eficiente de simulación de reactores biológicos. En el trabajo de Karpinska (2016) titulado *CFD-aided modelling of activated sludge systems – A critical review*, se muestra una detallada revisión literaria de la aplicación CFD los reactores biológicos.

### 1.2.2. CFD en el análisis de sistemas de desinfección UV

En numerosas ocasiones, el agua tratada en la EDAR no es vertida a un medio natural receptor, sino que es reutilizada para otros fines, como pueden ser aplicaciones industriales, limpieza urbana o irrigación agrícola. En estas ocasiones, el tratamiento terciario de la EDAR ha de adecuar el efluente a la aplicación posterior. Cuando el agua depurada es utilizada en irrigación, la desinfección de la misma cobra especial importancia, ya que debe eliminar las bacterias presentes, tales como el *Escherichia Coli* (E. Coli), para evitar que se transmitan a los cultivos, y de ahí a la población. Aunque tradicionalmente la desinfección se ha hecho mediante cloración, debido a los riesgos medioambientales que ésta conlleva, la tecnología ultravioleta (UV) se está imponiendo como tecnología para la desinfección en EDAR. Las lámparas UV emiten luz con una longitud de onda comprendida entre 185 y 260 nm. Esta corta longitud de onda degrada el ADN de los microorganismos, impidiendo que realicen sus funciones vitales fundamentales. Tal y como se ha mencionado anteriormente, es interesante analizar el proceso de desinfección UV, tratando de mejorar su eficiencia: minimizar el gasto energético de las lámparas, pero cumpliendo los requerimientos del efluente. La búsqueda bibliográfica muestra que la desinfección UV es un proceso complejo, donde intervienen fenómenos de distinta naturaleza: fluidodinámica, electromagnetismo y microbiología. Además, son varias las variables involucradas en el funcionamiento del sistema UV: geometría de la instalación y de las lámparas, distribución de las lámparas, potencia de las lámparas, transmitancia del agua y caudal tratado.

Existen varios métodos experimentales para analizar la inactivación UV. La biodosimetría (Pirnie *et al.* 2006) calcula la dosis UV general en el reactor o canal midiendo la reducción de la concentración de un microorganismo determinado entre la entrada y la salida y relacionándola con una dosis general mediante la curva respuesta de inactivación frente a dosis UV de ese microorganismo. Este método presenta el problema de que trabaja con único valor de dosis UV representativo del reactor, en lugar de una distribución de dosis, lo que imposibilita el cálculo de la inactivación de otro microorganismo diferente al empleado en el experimento si ambos tienen curvas respuesta de inactivación frente a dosis notablemente diferentes. Otros métodos tratan de medir directamente la distribución de dosis UV en el sistema mediante diferentes técnicas como dosimetría biológica (Cabaj and Sommer 2000), actinometría lagrangiana (Bohrerova *et al.* 2005) o diagnóstico óptico (Gandhi *et al.* 2012). Sin embargo, estos métodos requieren la construcción del reactor o canal a escala completa, lo que lo hace no operativo para analizar diferentes diseños o bajo condiciones de funcionamiento muy diferentes. En este contexto, la CFD nuevamente surge como una herramienta eficaz para analizar la desinfección UV, ya que permite la implementación de modelos de radiación que, combinados con la simulación fluidodinámica, son capaces de calcular la distribución de dosis UV en el canal. La CFD es capaz de simular la desinfección en el sistema UV para distintas geometrías y condiciones de funcionamiento, lo que permite analizar la influencia de distintas variables tales como distribución de lámparas, potencia de lámparas, caudal y transmitancia del agua en la

desinfección. La modelización de los sistemas UV puede ser dividida en dos diferentes sub-problemas: modelización radiativa y modelización fluidodinámica, que proporcionan los campos de intensidad UV y velocidad, respectivamente. A partir de la combinación de estos dos campos se calcula la distribución UV y posteriormente la inactivación bacteriana.

Se han desarrollado numerosas técnicas numéricas para calcular el campo de intensidad UV producido por las lámparas en un reactor o canal. Algunos modelos tales como MPSS (Multiple Point Source Summation, Bolton 2000), MSSS (Multiple Segment Source Summation, Liu *et al.* 2004) o LSI (Line Source integration, Blatchley 1997), basados en modelar las lámparas UV como una serie de puntos fuente de intensidad en un medio absorbente, han sido empleados con éxito para evaluar la radiación UV en varias investigaciones (Ducoste *et al.* 2005, Sozzi and Taghipour 2006). Liu (2004) concluye que el modelo MSSS es capaz de proporcionar mejor resultados que el resto, aunque su coste computacional es mayor. Otra aproximación empleada para calcular numéricamente en campo de intensidad UV es mediante la resolución de la ecuación de transporte radiativo (Radiative Transfer Equation, RTE). Esta ecuación en derivadas parciales modela el transporte en diferentes direcciones (ángulos sólidos) de la radiación UV en un medio absorbente, permitiendo además incluir la dispersión en el medio. Los dos métodos numéricos más empleados para resolver la ecuación RTE son el P-1 Yu *et al.* (2008) y el método de las coordenadas discretas (Discrete Ordinates, DO, Bagheri and Mohseni 2014). En su tesis doctoral, Saha (2013) resalta la idoneidad del modelo DO en geometrías multi-lámparas, donde el coste computacional del modelo MSSS es excesivo.

Respecto a la modelización fluidodinámica de las instalaciones UV, una vez que se han obtenido los campos de velocidad y turbulencia mediante CFD, se tienen dos técnicas posibles para calcular la distribución de dosis UV en el sistema: perspectiva Euleriana o perspectiva Lagrangiana. La perspectiva Euleriana resuelve la ecuación de transporte de una variable escalar, correspondiente a la concentración del microorganismo, añadiendo un término fuente negativo (inactivación) que depende de la intensidad UV. La perspectiva Lagrangiana calcula la trayectoria de las partículas fluidas en la instalación, calculando además la radiación UV acumulada (dosis) por cada una de ellas. Ambos métodos combinan los campos de velocidad e intensidad UV, teniendo en cuenta la turbulencia. Son varios los autores que han comparado las dos aproximaciones numéricas para el cálculo de dosis UV (Lyn 2004, Bohrerova *et al.* 2005, Sozzi and Taghipour 2006). Todos ellos consiguieron buenos resultados con ambos métodos. El trabajo de Elyasi y Taghipour (2006) destaca que la perspectiva Euleriana es capaz de capturar el campo local de desinfección, algo que no es posible con el método Lagrangiano. Sin embargo, la mayoría de trabajos recientes (Wols *et al.* 2010, Younis and Yang 2010, Bagheri and Mohseni 2014, Xu *et al.* 2015) emplean la perspectiva Lagrangiana para el cálculo de la distribución de dosis UV, debido a su capacidad para calcular la trayectoria completa de cada partícula. El cálculo de la distribución de dosis UV mediante perspectiva Lagrangiana está notablemente influenciado por la modelización de la turbulencia. Varios autores (Liu *et al.* 2007, Munoz *et al.* 2007, Wright and Hargreaves 2018) han analizado la dosis UV bajo diferentes modelos de turbulencia, concluyendo que el modelo k- $\epsilon$  es el más adecuado para el cálculo, debido a su concordancia con medidas experimentales sin un excesivo coste computacional. Dentro de la perspectiva Lagrangiana, una cuestión tratada en la literatura es el del número necesario de trayectorias a calcular. Algunos trabajos (Munoz *et al.* 2007, Li *et al.* 2017) recomiendan hacer un estudio de sensibilidad de los resultados frente al número de partículas consideradas, con el fin de encontrar el mínimo número de partículas que asegure independencia de los resultados.

En definitiva, la literatura consultada muestra que la CFD es una herramienta adecuada para el análisis de la inactivación de microorganismos en instalaciones UV, ya que permite la simulación bajo diferentes geometrías, configuración de lámparas y operaciones de funcionamiento. Sin embargo, aunque se han llevado a cabo estudios del funcionamiento de diferentes canales y reactores UV mediante CFD (Munoz *et al.* 2007, Bagheri and Mohseni 2014, Li *et al.* 2017), los resultados publicados no son totalmente extrapolables a reactores y canales con diferente geometría o disposición de las lámparas. Además, otros temas interesantes como el estudio mediante CFD de la influencia de deficiencias tales como fallos de las lámparas o en el sistema de control de la superficie libre no han sido publicados.

### 1.3. Identificación de objetivos

La bibliografía consultada muestra que el campo de la aplicación de la CFD al tratamiento de aguas residuales es un tema interesante, objeto de numerosas investigaciones, evidenciando el potencial de la CFD como herramienta de investigación en dicho campo. Sin embargo, la bibliografía también muestra que quedan muchas tareas por realizar, especialmente en cuanto al análisis fluidodinámico en el interior de las instalaciones de depuración. El objetivo general de esta Tesis Doctoral es estudiar y mejorar la fluidodinámica en distintas instalaciones presentes en EDAR, concretamente en reactores biológicos y canales UV. Cubriendo durante la investigación algunas de las lagunas detectadas en la bibliografía.

Los objetivos a alcanzar en la presente Tesis Doctoral, englobados en cada una de las partes de la misma, se detallan a continuación:

- 1) Desarrollo de un modelo CFD de un reactor biológico de fangos activos, capaz de simular los fenómenos fluidodinámicos que tienen lugar en el interior del mismo, cubriendo los siguientes puntos:
  - a. Estudiar y comprender el campo de velocidad en el interior de un reactor biológico, analizando el flujo determinado por la geometría, aireadores y agitadores. Se toma como instalación concreta a estudiar el reactor biológico de la EDAR San Pedro del Pinatar (Murcia).
  - b. Evaluar la eficiencia fluidodinámica del reactor modelado mediante la simulación de un ensayo de trazador de tipo pulso, que proporciona la curva RTD.
  - c. Realizar un ensayo experimental en el reactor real para determinar la curva RTD del mismo, solventando el problema de la reaparición de trazador en la entrada, por el efecto de la recirculación de fangos, mediante modelo matemáticos.
  - d. Validar experimentalmente el modelo CFD, comparando las curvas RTD numéricas y experimentales. Determinar la técnica numérica más adecuada para realizar la simulación RTD entre las dos alternativas presentadas en la bibliografía: perspectiva Lagrangiana o Euleriana.
  - e. Analizar la influencia del caudal de agua trasegado y la aireación en la eficiencia fluidodinámica del reactor. Detección de ineficiencias tales como cortocircuitos o zonas muertas.
  - f. Modificar la geometría del reactor con el fin de solventar las deficiencias fluidodinámicas detectadas. Simular el reactor con la geometría modificada y evaluar las mejoras conseguidas.
- 2) Desarrollo de un modelo CFD de un reactor biológico de fangos activos, capaz de simular los fenómenos fluidodinámicos y biológicos que tienen lugar en el interior del mismo. El estudio

se lleva a cabo en un reactor biológico de fangos activos en fase de diseño por remodelación de una EDAR anterior. Por temas de confidencialidad, la localización de la EDAR no es publicada. Los objetivos a abordar en esta parte de la investigación son los siguientes:

- a. Analizar el flujo en el interior del reactor, tanto para condiciones de aireación como de no aireación.
  - b. Implementar, sobre el modelo CFD, el modelo biológico ASM1, prestando especial atención a que el modelo sea capaz de simular la transferencia de oxígeno burbuja-agua de manera transitoria, emulando el funcionamiento de un reactor con aireación intermitente.
  - c. Comparar los resultados numéricos con los obtenidos mediante otras herramientas de simulación de procesos convencionales en EDAR.
  - d. Aplicar el modelo para la evaluación de la eficiencia, en términos energéticos, del reactor bajo dos sistemas de aireación diferentes y bajo diferentes condiciones de aireación; cumpliendo los requerimientos del efluente.
- 3) Desarrollo de un modelo CFD de un canal UV, capaz de simular los fenómenos fluidodinámicos y de desinfección que tienen lugar en el interior del mismo, cubriendo los siguientes puntos:
- a. Analizar el campo de velocidad, intensidad UV en el interior del canal UV, cálculo de la distribución de dosis UV y de la inactivación de E. Coli bajo condiciones nominales de funcionamiento. El estudio se lleva a cabo en el canal UV de la EDAR Los Alcazares (Murcia).
  - b. Validar experimentalmente los campos de velocidad e intensidad UV mediante medidas experimentales.
  - c. Analizar el papel que juega la placa perforada en el funcionamiento fluidodinámico del sistema. Evaluar la desinfección en el canal funcionando solo con uno de los dos bancos de lámparas activado.
  - d. Analizar la influencia del caudal y la transmitancia del agua en la desinfección de la bacteria E. Coli. Calcular la potencia de lámpara mínima en cada caso para conseguir el nivel de desinfección mínimo requerido (optimización energética).
  - e. Analizar el funcionamiento del canal bajo condiciones de fallo en alguna de las lámparas o en el sistema de control de la superficie libre
  - f. Modificar la geometría del canal para mejorar las ineficiencias detectadas en el mismo. Simular el canal bajo las modificaciones practicadas y evaluar las mejoras conseguidas.

## 1.4. Estructura de la memoria de tesis

La estructura de la presente memoria de tesis se ha llevado a cabo siguiendo un planteamiento cuyo fin es mostrar los resultados alcanzados en la investigación de la manera más detallada y ordenada posible, cubriendo los objetivos anteriormente mencionados.

En el presente capítulo se ha presentado la introducción de la tesis doctoral, presentando el origen del estudio y los antecedentes del mismo, la revisión bibliográfica y los objetivos a cubrir en la investigación.

En el capítulo 2 *Aspectos de estudio y descripción de las instalaciones* se introducen los tres estudios que se van a llevar a cabo, describiendo en detalle las instalaciones a analizar y la problemática a tratar.



En el capítulo 3 *Modelización numérica de los procesos de depuración* se presenta la metodología empleada en la investigación, la cual incluye: las ecuaciones matemáticas a resolver, la descripción de las tres instalaciones a analizar, incluyendo sus dominios computacionales, los mallados empleados en cada una de las tres instalaciones analizadas y los métodos de discretización y resolución empleados. En este capítulo también se incluye la descripción de la metodología experimental empleada para la validación de los modelos CFD y el análisis de la incertidumbre experimental.

En el capítulo 4 *Análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR* se muestran los resultados numéricos de la simulación CFD fluidodinámica del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar, incluyendo el análisis RTD del mismo y la comparación numérico-experimental. En este capítulo también se realiza un estudio de la influencia del caudal de agua tratada y la aireación en la eficiencia fluidodinámica del reactor, así como las modificaciones propuestas a la geometría destinadas a mejorar el funcionamiento fluidodinámico del reactor.

En el capítulo 5 *Análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR* se desarrolla, usando el código OpenFOAM, un modelo CFD para simular los procesos fluidodinámicos y biológicos (mediante el modelo ASM1) que ocurren en el interior de un reactor biológico de fangos activos. El modelo incluye los efectos transitorios debido al apagado y encendido del sistema de aireación, habitual en muchos reactores biológicos para ahorrar energía. El modelo es empleado para evaluar el rendimiento del reactor bajo diferentes configuraciones y regímenes de aireación.

El capítulo 6 *Análisis de la desinfección en el canal UV de una EDAR* se muestran los resultados correspondientes a la simulación CFD de un canal UV de la EDAR Los Alcázares. El análisis incluye las simulaciones fluidodinámicas y radiativas, el cálculo de la distribución de dosis UV en el canal y la estimación de la inactivación de la bacteria E. Coli. Una vez validado experimentalmente el modelo, éste es empleado para analizar la influencia de las condiciones de operación (caudal y transmitancia) en la desinfección, estudiar la desinfección bajo condiciones de fallo tales como rotura de alguna lámpara o avería en el sistema de control de la superficie libre. A continuación se proponen algunas modificaciones en el canal destinadas a mejorar su funcionamiento.

En el capítulo 7 se resumen las tareas desarrolladas en la investigación, destacando los principales resultados alcanzados en la misma.



## 2. Aspectos del estudio y descripción de las instalaciones

La presente Tesis Doctoral abarca el estudio de diferentes instalaciones de depuración de aguas residuales. Dependiendo del proceso analizado, el estudio no solo trata sobre la fluidodinámica, sino que abarca otros aspectos del proceso tales como reacciones biológicas o fenómenos de radiación. La investigación llevada a cabo se estructura en tres estudios, cada uno abarcando distintas fases y/o aspectos del tratamiento de aguas residuales:

- Descripción de la fluidodinámica del reactor biológico de una EDAR.
- Análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR.
- Análisis de la desinfección en el canal UV de una EDAR.

Cada uno de los estudios anteriores se realiza en una instalación diferente. A continuación se detallan las instalaciones y procesos a analizar en cada uno de los estudios. Aunque la metodología empleada para los análisis involucre fundamentalmente herramientas CFD, también se realizan ensayos experimentales, procedimientos analíticos y simulación mediante herramientas de proceso para calibrar y validar los estudios desarrollados.

### 2.1. Descripción del reactor biológico analizado fluidodinámicamente

El primer estudio a desarrollar en esta Tesis Doctoral corresponde al análisis de los fenómenos fluidodinámicos en el interior del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar (Murcia). Tal y como se comentó en el capítulo 1 (sección 1.2.1), la oxidación biológica forma parte del tratamiento secundario del proceso convencional de depuración de aguas residuales. Al igual que en la mayoría de las EDAR urbanas convencionales, el principio de fangos activos (explicado en la sección 1.2.1) es el empleado en el proceso. Sin embargo, a diferencia de la mayoría de EDAR, en el caso de la EDAR de San Pedro del Pinatar, la separación fango-agua no se produce en un decantador convencional, sino que, debido a los problemas de espacio en la parcela, se emplean biorreactores de membranas (MBR) para la separación. Los MBR consisten en unas fibras cilíndricas huecas con poros de diminuto tamaño (4  $\mu\text{m}$  de diámetro en este caso), sometidas a succión en su interior. Al hacer pasar el licor de mezcla proveniente del reactor biológico entre las fibras, éstas absorben el agua tratada, pero no los sólidos en suspensión (fango), que son recirculados a la cabecera del reactor. La figura 5 muestra la vista general de la EDAR de San Pedro del Pinatar, se observa que el reactor biológico está en realidad compuesto de dos líneas paralelas, cada una formada por cuatro cámaras: una anóxica (sin inyección de aire) y tres óxicas (con inyección de aire mediante difusores sumergidos).



Figura 5. Vista general de la EDAR de San Pedro del Pinatar. En primer plano se observan las dos líneas del reactor biológico, con cuatro cámaras cada una.

Las cámaras están separadas entre sí por tabiques que, además de permitir el paso del agua por encima de ellos, cuentan con dos orificios inferiores que comunican las cámaras de ambos lados del tabique. El licor de mezcla entra a través del pozo de entrada localizado en la esquina superior de la primera cámara (zona anóxica), las siguientes cámaras, denominadas zonas óxicas 1, 2 y 3, tienen instalados difusores de aire (FLYGT membrana EDPM 9") en su parte inferior (616, 400 y 300 difusores, respectivamente). El licor de mezcla abandona el reactor a través del vertedero de salida de la pared de la zona óxica 3 que da al exterior. En la figura 6 se observa el detalle de los difusores cubriendo el suelo de la zona óxica 3, así como los dos orificios inferiores practicados en el tabique que la separa de la zona óxica 2.



Figura 6. Detalle de los difusores de aire sobre el suelo de la zona óxica 3 del reactor, se observa el tabique de separación entre zonas, con los dos orificios inferiores.

El reactor cuenta con ocho agitadores (dos en cada zona) para mejorar el proceso de mezclado y homogeneizar la mezcla. Los agitadores usados son de la casa comercial FLYGT, concretamente el modelo S 4650, montados sin anillo de chorro. En cada zona hay instalados dos agitadores, colocados en esquinas opuestas, formando un ángulo de 20° con el tabique adyacente. El plano

de la figura 7 detalla la posición de cada agitador (denominado mediante las letras a-h) en el reactor. La altura sobre el suelo a la que se sitúa cada agitador puede ser variada, siendo las habituales de funcionamiento las expuestas en la tabla 1.

Tabla 1. Altura de cada uno de los agitadores sobre el suelo en su posición original.

agitador a	1.55 m
agitador b	3.4 m
agitador c	1.55 m
agitador d	3.35 m
agitador e	1.5 m
agitador f	3.35 m
agitador g	1.5 m
agitador h	3.35 m

La longitud total del reactor es de 58.5 m, mientras que el ancho de cada cámara es de 25.25 m. La altura del primer tabique es de 5.53 m, mientras que la de los otros dos es de 5.05 m, siendo 5.43 la altura del vertedero de salida del reactor. Los orificios inferiores de los tabiques tienen un área de  $0.45 \times 0.4 \text{ m}^2$ . En la figura 7 se muestra el plano de cada una de las líneas del reactor, incluyendo las dimensiones (en metros).

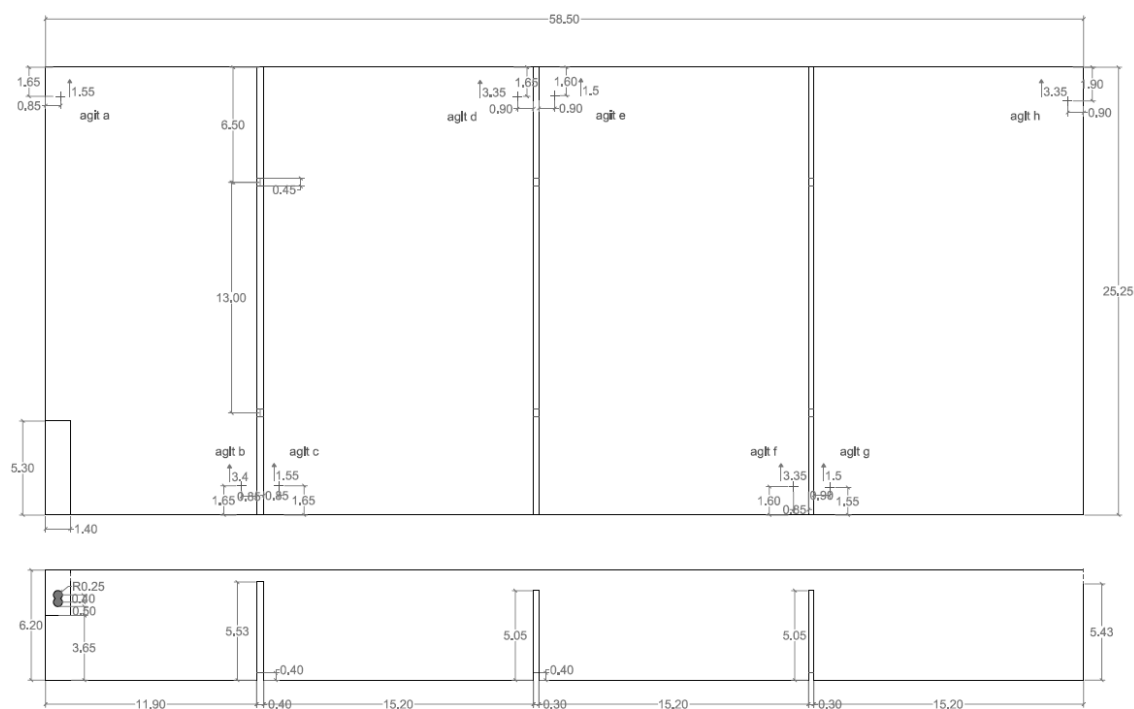


Figura 7. Plano del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar, incluyendo la localización de los agitadores.

Debido al carácter estacional de la ciudad, que en verano aumenta su población considerablemente, se tienen dos caudales habituales de operación: en verano el caudal total trasegado en el reactor es  $Q_{\text{ver}}=40000 \text{ m}^3/\text{día}$  ( $10000 \text{ m}^3/\text{d}$  tratados más  $30000 \text{ m}^3/\text{d}$  recirculados), mientras que en invierno el caudal trasegado por el reactor es  $Q_{\text{inv}}=26000 \text{ m}^3/\text{día}$  ( $6500 \text{ m}^3/\text{d}$  tratados más  $19500 \text{ m}^3/\text{d}$  recirculados). El caudal de aire trasegado por cada uno de los difusores de aire es regulado entre 1 y  $6 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , dependiendo de las necesidades del proceso. El empuje generado por cada uno de los agitadores es de 1530 N, siendo el radio de sus helices 96 mm en la raíz y 290 mm en la punta.

El estudio del reactor biológico de la EDAR de San Pedro se centra en el funcionamiento fluidodinámico del reactor: analizar el comportamiento del flujo cualitativamente y cuantitativamente bajo los diferentes regímenes de funcionamiento. Para la evaluación del rendimiento fluidodinámico del reactor se emplea la técnica de distribución de tiempos de residencia (RTD), presentada en la sección 2, capaz de detectar ineficiencias fluidodinámicas tales como zonas muertas o recirculaciones. Con el fin de validar las simulaciones numéricas, se lleva a cabo un ensayo RTD de tipo pulso en la instalación real, desarrollando además modelos analíticos para descontar el efecto de la recirculación de trazador en la curva obtenida. Dentro del análisis fluidodinámico, se realizan y evalúan modificaciones en la geometría del reactor destinadas a incrementar su rendimiento fluidodinámico. La descripción detallada de los objetivos a abarcar en este estudio se encuentra en el punto 1 de la sección 1.3.

## 2.2. Descripción del reactor biológico analizado a nivel fluidodinámico y biológico.

El segundo estudio a realizar en esta Tesis Doctoral corresponde al desarrollo de un modelo CFD para la evaluación energética del sistema de aireación (distribución de difusores y régimen de funcionamiento) de un reactor biológico de una EDAR. Durante la remodelación de la EDAR municipal de una pequeña población (2500 habitantes equivalentes), cuyo nombre no puede ser publicado por motivos de confidencialidad, se quiere convertir el actual tanque de tormentas en el reactor biológico de la EDAR, aprovechando la obra civil existente. Al igual que en el caso anterior, el principio de funcionamiento del reactor se pretende que sea el de fangos activos. De acuerdo con el diseño proyectado, el reactor biológico de la planta está compuesto por dos líneas paralelas, cada una formada por una cámara anóxica ( $91 \text{ m}^3$ ) y una óxica ( $128 \text{ m}^3$ ). Ambas zonas están separadas por un tabique que, por desbordamiento, permite el paso del licor de mezcla de la zona anóxica a la óxica. El licor de mezcla entra a la zona anóxica por una tubería localizada en su pared exterior y abandona el reactor por el vertedero de salida de la zona óxica. La zona anóxica tiene un agitador en su pared lateral para mejorar el mezclado y evitar la deposición, mientras que el suelo de la zona óxica está cubierto de difusores de aire. La figura 8 muestra el plano de uno de los reactores, detallando los elementos y las dimensiones del mismo.

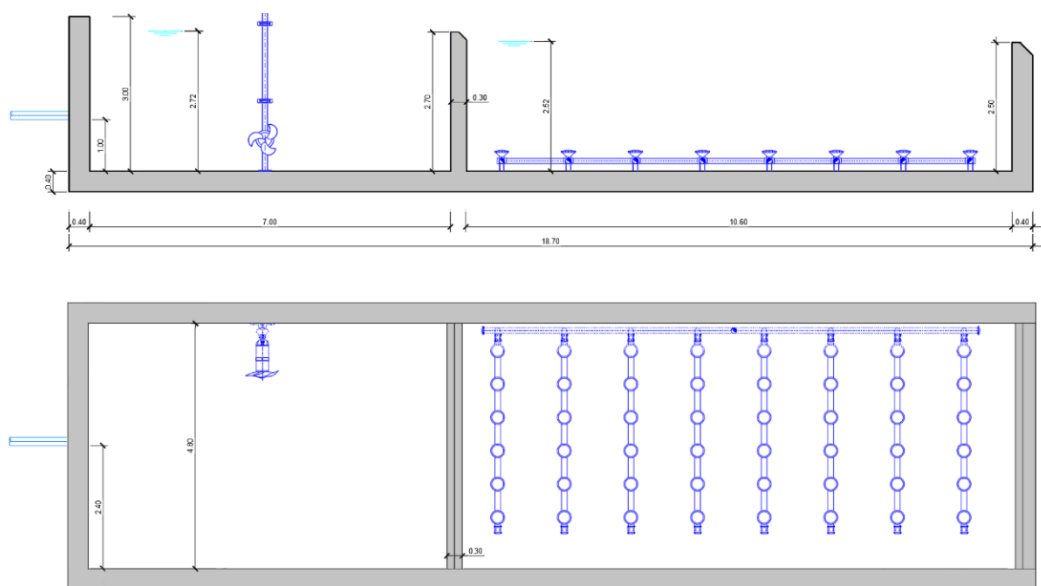


Figura 8. Plano del reactor biológico sobre el que se realiza el estudio. En la zona anóxica hay un agitador; el suelo de la zona óxica está cubierto de difusores de aire. Las cotas están en metros.

Las condiciones de funcionamiento de diseño de cada una de las dos líneas del reactor son las siguientes: el caudal influente es  $Q_{in}=250 \text{ m}^3/\text{d}$ , en el decantador ( $\eta_{dec}=0.995$ ) se recircula un caudal  $Q_{rec}=250 \text{ m}^3/\text{d}$ , del cual se purga  $Q_{purg}=5 \text{ m}^3/\text{d}$ , luego el caudal de fango recirculado que vuelve a entrar al reactor es igual al del influente. El reactor incluye una recirculación interna (desde la salida de la zona óxica a la entrada de la anóxica) de  $Q_{recin}=500.095 \text{ m}^3/\text{d}$ . De los  $5 \text{ m}^3/\text{d}$  de fango purgados, una importante fracción (98%) es retornada a la cabecera del reactor, tras pasar por el espesador y el deshidratador. Teniendo en cuenta lo anterior, el caudal trasegado por cada una de las líneas es  $Q_{TOT}=1000 \text{ m}^3/\text{d}$ . La figura 9 muestra el esquema del tratamiento secundario de la EDAR con los caudales de funcionamiento.

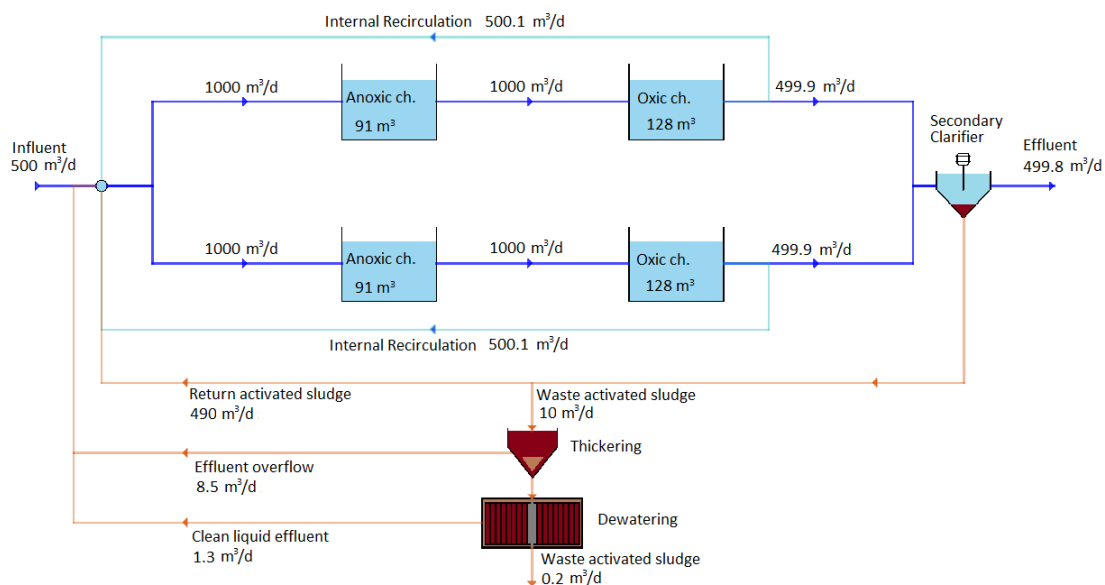


Figura 9. Esquema conceptual del tratamiento secundario de la EDAR.

La carga biológica del afluente (expresada como fraccionamiento del modelo ASM1 (Activated Sludge Model N°1)) es la mostrada en la tabla 2. En la sección 3.1.3 de esta Tesis se explica el modelo ASM1, detallando el significado biológico de cada una de las variables de la tabla.

Tabla 2. Concentraciones ASM1 del influente.

$S_I$	21 mg/l
$S_S$	241.5 mg/l
$S_O$	0 mg/l
$S_{NO}$	0.85 mg/l
$S_{ND}$	7.2 mg/l
$S_{NH}$	45.9 mg/l
$X_I$	15.7 mg/l
$X_S$	225.7 mg/l
$X_{BH}$	21 mg/l
$X_{BA}$	0 mg/l
$X_P$	0 mg/l
$X_{ND}$	6.77 mg/l

Respecto a las restricciones del efluente, se requiere que el agua tratada salga de la depuradora con una demanda química de oxígeno menor de  $50 \text{ mg/l}$  ( $DQO_{ef} < 50 \text{ mg/l}$ , frente a  $525 \text{ mg/l}$  que tiene el afluente), una concentración de nitrógeno amoniacal menor de  $1.5 \text{ mg/l}$  ( $S_{NHef} < 1.5 \text{ mg/l}$ , frente a los  $45.9 \text{ mg/l}$  que tiene el influente) y con un nivel de nitratos menor de  $10 \text{ mg/l}$  ( $S_{NOef} < 10 \text{ mg/l}$ ).

Se pretende que el sistema de aireación trabaje en ciclos intermitentes, alternando subciclos con aireación activada y aireación desactivada, para cumplir los requerimientos del efluente sin un excesivo coste energético. Para tal fin, el reactor contará con un sistema de control que se limite a activar o desactivar la soplante del sistema de aireación. Entre las especificaciones del efluente, la más restrictiva es la de mantener el nitrógeno amoniacal por debajo de 1.5 mg/l, por lo que la consigna del sistema de control será que la concentración promedio de  $S_{NH}$  durante el ciclo completo (ON+OFF) sea de 1.4 mg/l (menor que la máxima permitida). De esta forma, el controlador adapta la duración de los subciclos ON y OFF para que el nitrógeno amoniacal cumpla la consigna impuesta. También se comprobará que los valores de DQO y  $S_{NO}$  en el efluente cumplan los estándares requeridos. Por otro lado, un excesivo número de arranques y paradas de la soplante, podría comprometer su vida útil, por lo que la segunda consigna a imponer al sistema de control consiste en fijar la duración del ciclo total a 12 minutos. Bajo estas dos consignas de funcionamiento, el sistema de aireación ajusta la duración de los dos subciclos de trabajo hasta alcanzar un estado pseudo-estacionario, en donde se cumplan las dos consignas especificadas. Si la concentración promedio de  $S_{NH}$  durante un ciclo es mayor de 1.4 mg/l el sistema alargará la duración del encendido (reduciendo la del apagado), y viceversa.

El sistema de aireación es crítico para conseguir un eficiente proceso de depuración. Como se ha mencionado en el capítulo 1 (sección 1.2.1), en muchos casos, la aireación del reactor biológico supone el mayor gasto energético de la EDAR, llegando a suponer el 70% de la energía consumida (Reardon 1995, Yang *et al.* 2011). Es por ello que se requiere seleccionar un correcto sistema de aireación, capaz de cumplir los estándares de calidad del efluente, pero con el mínimo gasto energético. El análisis a desarrollar en este trabajo se centra en encontrar el sistema de aireación que cumpla con los requerimientos del efluente con el menor gasto energético asociado.

El primer análisis se centra en evaluar el gasto energético de dos configuraciones distintas de difusores de aire:

- Conf. 1 (C1): Instalar 48 difusores ABS-PIK-300 ( $7 \text{ m}^3/\text{h}/\text{dif}$ ) distribuidos uniformemente en 8 filas a lo largo de la zona óxica, cada fila con 6 difusores de aire. La distancia entre los difusores en la misma fila es de 650 mm, la distancia entre filas es de 1300 mm.
- Conf. 2 (C2): Instalar 80 difusores ABS-KKI-215 ( $4 \text{ m}^3/\text{h}/\text{dif}$ ) distribuidos en 10 filas, cada fila con 8 difusores. La distancia entre los difusores en la misma fila es de 550 mm, la distancia entre filas es variable, estando las filas más próximas entre sí al inicio de la zona (distancia mínima de 550 mm), y alejándose progresivamente hasta 1300 mm de distancia entre las dos últimas filas.

Para ambos modelos de difusores, de acuerdo con las especificaciones del fabricante, se toma como diámetro de burbuja característico 2 mm. La figura 10 compara la distribución de los difusores en los dos escenarios a analizar.



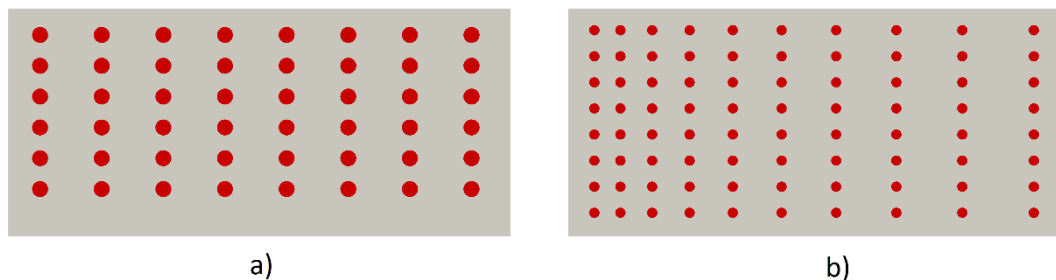


Figura 10. Distribución de los difusores de aire bajo las dos configuraciones a analizar: a) Conf. C1, 48 difusores de 7 m<sup>3</sup>/h distribuidos uniformemente; b) Conf. C2, 80 difusores de 4 m<sup>3</sup>/h distribuidos heterogéneamente, con más densidad de difusores en la primera parte de la zona, donde habrá mayor demanda de oxígeno.

La configuración C1 sigue el patrón uniforme empleado en la mayoría de reactores biológicos, presentando además un menor coste inicial de inversión. Sin embargo, algunos manuales (ABS, Trillo 2014) destacan que la eficiencia de la aireación puede ser mejorada incrementando la densidad de difusores (más difusores por metro cuadrado para el mismo caudal total de aire) y con una distribución no uniforme de difusores (más difusores en la primera parte de la zona y menos en el final de la misma). Al aumentar la densidad de difusores, disminuye la fracción volumétrica de aire en la nube de burbujas, lo que provoca menor concentración de oxígeno en el entorno de la nube y mayor transferencia de oxígeno. Por otro lado, en la primera parte de la zona óxica, el agua procedente de la zona anóxica llega rica en amonio y sustrato biodegradable, luego la demanda de oxígeno que tiene es mayor; conforme avanza por la zona la concentración de amonio y sustrato va decreciendo, por lo que ya no necesita tanto oxígeno para el proceso.

Además del análisis de la configuración de los difusores de aire, se estudiará la influencia del gasto de aire trasegado por difusor en el proceso. Los resultados obtenidos se compararán con los proporcionados con otras herramientas de análisis (simuladores de proceso en EDAR) y con las especificaciones proporcionadas por el fabricante de los difusores. La descripción detallada de los objetivos a llevar a cabo en este estudio se encuentra en el punto 2 de la sección 1.3.

## 2.3. Descripción del canal UV estudiado

El tercer estudio a llevar a cabo en esta Tesis Doctoral corresponde al análisis de la desinfección del agua mediante radiación en el canal UV de la EDAR Los Alcázares (Murcia). Como se mencionó en el capítulo 1 (sección 1.2.3), el canal UV forma parte del tratamiento terciario del agua residual; su función es acabar con los organismos presentes en el agua que han sobrevivido al tratamiento biológico. El proceso consiste en pasar el agua entre las lámparas UV, las radiaciones de corta longitud de onda (en torno a 254 nm) tienen la capacidad de modificar el contenido genético de los microorganismos, acabando con su capacidad reproductora. La desinfección UV del agua depende tanto de los fenómenos fluidodinámicos como radiativos, que están determinados por las condiciones de funcionamiento (caudal tratado, potencia de las lámparas, transmitancia del agua, etc.) y la geometría de la instalación; por lo que se trata de un proceso en el que influyen varios factores, lo que dificulta su análisis.

Respecto a la geometría del canal a analizar, aparte del canal UV propiamente dicho, se tienen dos canales previos en la EDAR, tal y como se muestra en la figura 11. El agua procedente del tratamiento secundario se almacena en depósitos, desde donde es liberada al canal 1, que tiene un vertedero lateral por donde el agua pasa a un segundo canal previo (canal 2). Este segundo canal está separado del canal UV por una placa perforada para evitar la entrada de sedimentos.

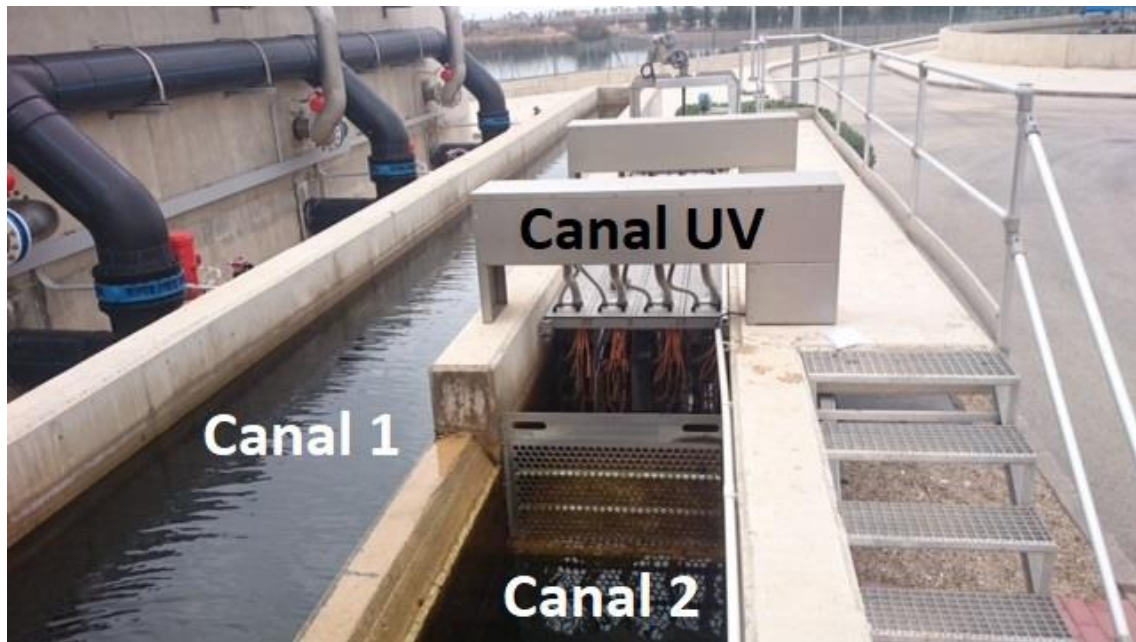


Figura 11. Fotografía del canal UV, se observan los dos canales previos al canal UV.

Dentro del canal UV se encuentran dos bancos de lámparas UV, cada banco se compone de cuatro módulos, cada módulo tiene ocho lámparas (fig.12.a), la potencia eléctrica unitaria de cada lámpara es 330W. Las lámparas se disponen uniformemente a lo ancho y alto del canal, dejando una distancia de 130 mm entre centros y siendo 48 mm el diámetro de la funda de cuarzo que las recubre (fig. 12.b). Cada módulo cuenta con tres soportes para las lámparas, así como los cables de alimentación a las lámparas. Los soportes tienen un grosor de 1 cm, y un ancho de 4 cm. El primer módulo de lámparas cuenta con un sensor UV que regula la potencia eléctrica de las lámparas en función de la transmitancia y caudal tratado. El agua abandona el canal por el vertedero de salida, localizada en la parte final del canal. El sistema UV regula la altura del vertedero en función del caudal con el fin de mantener el nivel de la superficie libre en 520 mm sobre el fondo. Si el nivel de la superficie libre baja demasiado, existe el riesgo de dejar expuestas las lámparas UV, que podrían llegar a quemarse por refrigeración insuficiente. Por otro lado, si el nivel es demasiado alto, podría formarse una zona de paso que, al estar alejada de las lámparas, presentase una intensidad UV demasiado baja, y en consecuencia una desinfección insuficiente.

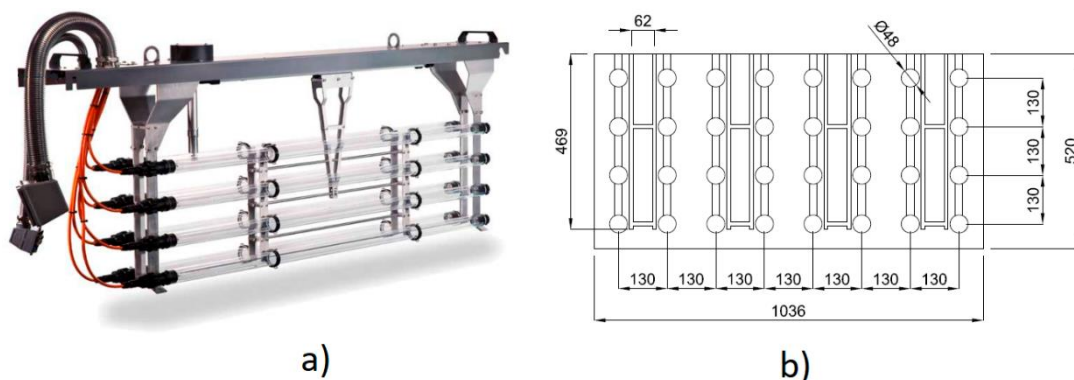


Figura 12. a) Fotografía de un módulo UV; b) distribución de las lámparas a lo ancho y alto del canal.

El plano de la figura 13 detalla la situación y dimensiones de cada una de las partes del canal UV, así como del canal previo al mismo.

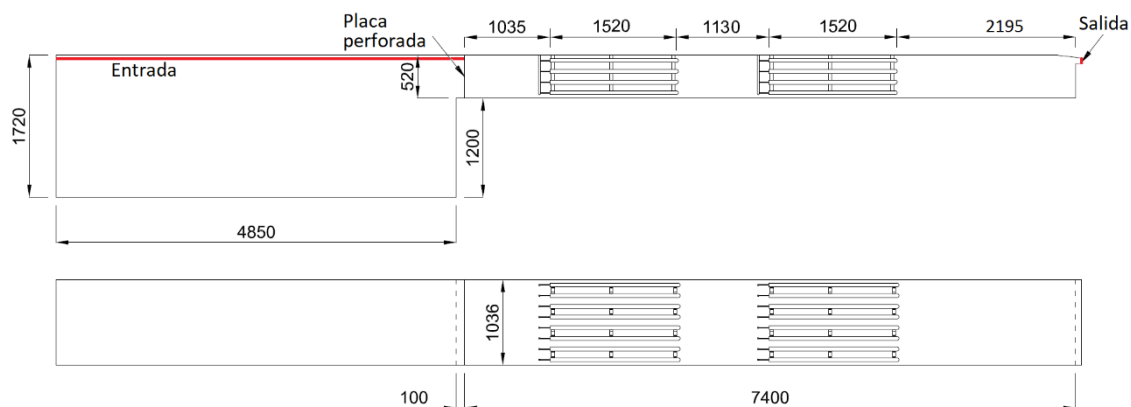
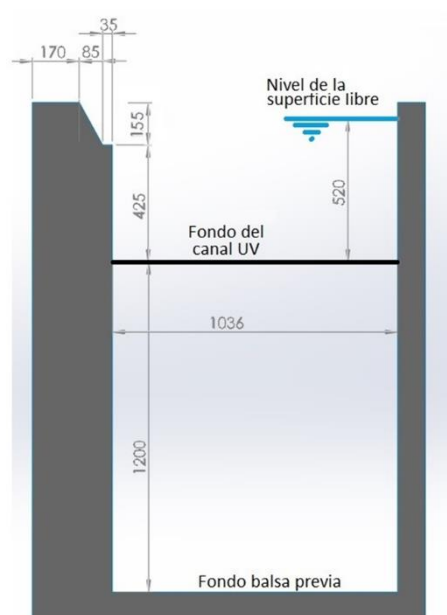


Figura 13. Plano del canal UV (y el canal previo al mismo) de la EDAR Los Alcázares (Murcia)

Especial atención merecen dos elementos geométricos de la instalación que tendrán notable influencia en la fluidodinámica del proceso: la placa perforada y el vertedero sobre el tabique que separa los dos canales previos al canal UV. La placa tiene un espesor de 4 mm, con 424 orificios de 28 mm de diámetro formando al tresbolillo (fig. 14.a). La figura 14.b muestra el plano detallado del tabique que separa los dos canales previos al ultravioleta (canales 1 y 2 de la figura 11), se observa el bisel en la parte superior, con la posterior zona plana horizontal, destinada a guiar al flujo en la entrada al canal.



a)



b)

Figura 14. Detalles de la placa perforada (a) y vertedero de separación entre los canales previos al canal UV (b).

Respecto a los requerimientos del efluente, dado que el agua tratada es reutilizada para irrigación agrícola, el RD 1620/2007 establece una concentración máxima en el efluente de la bacteria *Escherichia Coli* (*E. coli*) de 100 UFC/100 ml, siendo  $10^5$  UFC/100 ml la concentración en el afluente al canal (según los parámetros de diseño del canal), luego el nivel de inactivación requerido es, al menos del 99.9% (nivel 3 de inactivación logarítmica).

El estudio de esta instalación se centra en el análisis de la desinfección de la bacteria *Escherichia Coli* (*E. coli*) en el canal, para lo cual es necesario analizar el funcionamiento fluidodinámico y radiativo del canal. Se pretende además analizar la influencia de las condiciones de operación

(caudal de agua tratado y transmitancia) en el proceso; el nivel de desinfección en el canal depende notablemente de los procesos fluidodinámicos y radiativos que tiene lugar en el interior de la instalación, un funcionamiento eficiente conlleva regular la potencia de las lámparas en función de las condiciones fluidodinámicas (caudal) y radiativas (transmitancia) para conseguir la inactivación requerida en el canal, pero sin un excesivo gasto energético. El estudio también contempla el análisis de la desinfección bajo condiciones de fallo tales como lámparas fundidas, fallo en el sistema de control de la superficie libre, que pueden comprometer la calidad del efluente, llegando incluso a no cumplir las especificaciones requeridas. Por último, se evaluarán modificaciones en la geometría destinadas a evitar las ineficiencias detectadas en el canal. La identificación completa de los objetivos de este estudio se encuentra en el punto 3 de la sección 1.3.

### 3. Modelización numérica de los procesos de depuración

En este tercer capítulo se describen los modelos numéricos desarrollados para llevar a cabo cada uno de los tres estudios presentados en el capítulo 2. Tal y como se ha comentado anteriormente, los análisis se basan en simulaciones CFD, aunque empleando procedimientos experimentales, analíticos y de otros simuladores para calibrar y validar los modelos. En la sección 3.1 se presentan las ecuaciones matemáticas empleadas para modelar cada uno de los fenómenos que intervienen en los procesos a modelar (fluidodinámicos, biológicos y radiativos). En la sección 3.2 se describen los dominios computacionales y el mallado de cada una de las instalaciones de depuración que se van a analizar. Por último, en la sección 3.3 se detallan los modelos CFD desarrollados para los tres estudios propuestos, indicando el procedimiento de simulación (ecuaciones a resolver y fases de la simulación), condiciones de contorno, esquemas de discretización y criterios de convergencia.

#### 3.1. Ecuaciones de comportamiento

A continuación se muestran las ecuaciones matemáticas empleadas en esta tesis para la modelización de los fenómenos que ocurren en el interior de las instalaciones de depuración de aguas residuales. En primer lugar se explican las ecuaciones empleadas para la modelización de la fluidodinámica (sección 3.2.1), a continuación se explican las ecuaciones de transporte de componentes en el agua, útiles para modelizar experimentos RTD (sección 3.2.2). En la sección 3.2.3 se muestran las ecuaciones necesarias para modelizar las reacciones bioquímicas en el interior de los reactores biológicos. Por último, en la sección 3.2.4 se explican las ecuaciones se explican las ecuaciones para la modelización de la propagación de luz UV y cómo calcular la dosis UV e inactivación la bacteria *E. coli* en el canal.

##### 3.1.1. Fluidodinámica. Ecuaciones de Navier Stokes. Turbulencia. Flujo multifásico.

Los principios que rigen el comportamiento de fluidos son la conservación de masa y cantidad de movimiento. Para el caso de las instalaciones de depuración, las ecuaciones de Navier-Stokes para un fluido incomprensible en régimen estacionario modelizan los principios de conservación citados anteriormente:

$$\nabla \cdot \vec{u} = 0, \quad (3.1)$$

$$\frac{D\vec{u}}{Dt} = \nabla \cdot (\vec{u}\vec{u}) = -\frac{1}{\rho}\nabla p + \nu\Delta\vec{u} + \vec{f}_m, \quad (3.2)$$

la velocidad  $\vec{u}$  tiene tres componentes ( $u, v, w$ ). Desarrollando por componentes, y teniendo en cuenta que la densidad es constante, y que sólo se tiene la gravedad como fuerza másica en la coordenada  $z$ :

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0, \quad (3.3)$$

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \Delta u, \quad (3.4)$$

$$u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} + w \frac{\partial v}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} + \nu \Delta v, \quad (3.5)$$

$$u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} = g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} + \nu \Delta w. \quad (3.6)$$

Desde el punto de vista teórico, las ecuaciones de Navier-Stokes con capaces de representar matemáticamente los movimientos y fenómenos que tienen lugar en la instalación a estudiar, tanto los de mayor tamaño (varios metros), como los movimientos a escala microscópica (procesos de disipación molecular). Los fenómenos que ocurren en el reactor son de naturaleza turbulenta, el problema que se presenta es que si se considerara el flujo turbulento como una jerarquía de remolinos de tamaño muy variado, desde el máximo que permite el tamaño de la instalación estudiada, hasta el mínimo suficiente como para sobrevivir a los efectos de la viscosidad, el coste computacional requerido para resolver el problema sería inviable, ya que, además de la escala de tamaños, se trata de un problema intrínsecamente no estacionario. La forma de resolver el problema turbulento es describiendo las propiedades estadísticas, por lo que se necesitará un operador promedio que facilite un sistema de ecuaciones más adecuado para ser integrado. El método de promediado más utilizado es el de Reynolds. Este método descompone una variable del flujo turbulento  $a$ , en una parte promedio  $A$ , y otra aleatoria  $a'$ , de forma que:

$$a = A + a'. \quad (3.7)$$

Introduciendo este concepto en el sistema de ecuaciones que se tenía, y respetando las reglas de promediado de Reynolds, resulta un sistema de ecuaciones promediadas a las que se llama RANS (Reynolds-Averaged Navier Stokes equations):

$$\frac{\partial U}{\partial x} + \frac{\partial U}{\partial y} + \frac{\partial W}{\partial z} = 0, \quad (3.8)$$

$$U \frac{\partial U}{\partial x} + V \frac{\partial U}{\partial y} + W \frac{\partial U}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \Delta U - \frac{1}{\rho} \left( \frac{\partial(\rho u' u')}{\partial x} - \frac{\partial(\rho u' v')}{\partial y} - \frac{\partial(\rho u' w')}{\partial z} \right), \quad (3.9)$$

$$U \frac{\partial V}{\partial x} + V \frac{\partial V}{\partial y} + W \frac{\partial V}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} + \nu \Delta V - \frac{1}{\rho} \left( \frac{\partial(\rho v' u')}{\partial x} - \frac{\partial(\rho v' v')}{\partial y} - \frac{\partial(\rho v' w')}{\partial z} \right), \quad (3.10)$$

$$U \frac{\partial W}{\partial x} + V \frac{\partial W}{\partial y} + W \frac{\partial W}{\partial z} = g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} + \nu \Delta W - \frac{1}{\rho} \left( \frac{\partial(\rho w' u')}{\partial x} - \frac{\partial(\rho w' v')}{\partial y} - \frac{\partial(\rho w' w')}{\partial z} \right). \quad (3.11)$$

Es de destacar que ahora aparece un nuevo término en cada una de las ecuaciones de la conservación de cantidad de movimiento, este término incluye los productos promediados de velocidades aleatorias. Estos nuevos términos actúan como un tensor de esfuerzos turbulentos  $\bar{\tau}_t$  adicional en las componentes medias de velocidad  $U, V$  y  $W$ . Son nueve nuevos términos, pero en realidad sólo hay seis esfuerzos diferentes: tres esfuerzos normales:

$$\tau_{txx} = \rho \overline{u'^2}, \quad \tau_{tyy} = \rho \overline{v'^2}, \quad \tau_{tzz} = \rho \overline{w'^2}, \quad (3.12)$$

y tres esfuerzos cortantes:

$$\tau_{txy} = \tau_{tyx} = \rho \overline{u'v'}, \quad \tau_{txz} = \tau_{tzx} = \rho \overline{u'w'}, \quad \tau_{tyz} = \tau_{tzy} = \rho \overline{v'w'}. \quad (3.13)$$

Estos esfuerzos adicionales se denominan esfuerzos de Reynolds. Los esfuerzos normales incluyen las varianzas de las componentes de la velocidad  $u, v, w$ . Son siempre distintas de cero porque contienen cuadrados de velocidades pulsátiles. Se podría pensar que los esfuerzos cortantes son nulos, ya que, según las reglas de promediado, el producto promediado  $\overline{u'v'}$  de dos componentes fluctuantes aleatorias de la velocidad (por ejemplo  $u'$  y  $v'$ ) debería de ser

cero. Pero debido a la estructura de los vórtices y torbellinos, no sólo no son cero, sino que además suelen tener valores muy altos en comparación con los esfuerzos viscosos en flujos turbulentos (Versteeg and Malalasekera 2007). Por lo que las ecuaciones de Navier Stokes quedan reescritas como las ecuaciones de Navier Stokes promediadas por el método de Reynolds:

$$\nabla \cdot \vec{U} = 0, \quad (3.14)$$

$$\nabla \cdot (\vec{U}\vec{U}) = -\frac{1}{\rho}\nabla p + \nu\Delta\vec{U} - \nabla \cdot \vec{\tau}_t + \vec{f}_m. \quad (3.15)$$

Desde el punto de vista matemático, el inconveniente que surge ahora es que se han añadido los términos de divergencia turbulenta, que contienen varianzas y covarianzas desconocidas. Por lo que se tienen más incógnitas que ecuaciones. Este es el denominado “problema de cierre”. Para lograr el cierre del sistema de ecuaciones y tener las mismas ecuaciones que incógnitas se han propuesto varias teorías y aproximaciones. Estas teorías y aproximaciones se pueden agrupar en dos grandes grupos: las aproximaciones de cierre de primer orden, donde los términos de divergencia turbulenta se expresan en función de variables conocidas; y las de orden superior, conocidas como modelos de turbulencia, que añaden ecuaciones adicionales al sistema. Los modelos de turbulencia clásicos se basan en asumir que existe una analogía entre los esfuerzos viscosos y los esfuerzos de Reynolds sobre el flujo medio. Experimentalmente se observa que la turbulencia decae a menos que exista un esfuerzo cortante en el flujo o un aporte continuado de energía cinética, y que los esfuerzos turbulentos aumentan a medida que lo hace la deformación. Siguiendo esta analogía, la hipótesis de Boussinesq (1877) introduce el concepto de viscosidad turbulenta  $\mu_t$  (eddy viscosity), para relacionar los esfuerzos de Reynolds con la deformación media (evaluada a partir del campo de velocidades promedio), la energía cinética turbulenta y la mencionada viscosidad turbulenta:

$$-\rho\overline{u'_i u'_j} = 2\mu_t S_{ij} - \frac{2}{3}\rho k \delta_{ij}, \quad (3.16)$$

siendo  $S_{ij}$  la deformación media y  $k$  la energía cinética turbulenta, cuyas ecuaciones son:

$$S_{ij} = \frac{1}{2} \left[ \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right] - \frac{2}{3} \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \delta_{ij}, \quad (3.17)$$

$$k = \frac{1}{2} (\overline{u'^2} + \overline{v'^2} + \overline{w'^2}). \quad (3.18)$$

Una vez asumida la hipótesis de Boussinesq, queda evaluar el valor de las dos nuevas variables introducidas, energía cinética turbulenta y viscosidad turbulenta. Dentro de la modelización fluidodinámica en el interior de instalación de depuración de aguas residuales, el modelo de turbulencia más empleado es el  $k - \varepsilon$ , en su versión estándar. Este modelo semiempírico resuelve dos ecuaciones adicionales de transporte; la de la energía cinética turbulenta,  $k$ , y la de su promedio de disipación,  $\varepsilon$ . La ecuación de transporte para  $k$  se deriva de forma similar a como se ha hecho anteriormente con la velocidad, mientras que la ecuación para  $\varepsilon$  es más bien el producto del análisis dimensional unido a un razonamiento físico que el desarrollo de una ecuación exacta matemática.

Las escalas de velocidad  $v$  y longitud  $l$  representativas de las grandes escalas de turbulencia, se definen a partir de las dos variables del modelo de turbulencia ( $k$  y  $\varepsilon$ ):

$$v \sim k^{\frac{1}{2}}, \quad l \sim \frac{k^{3/2}}{\varepsilon}, \quad (3.19)$$

se ha utilizado la variable  $\varepsilon$  propia de los vórtices más pequeños para definir la escala  $l$ , propia de los vórtices más grandes. Esto es posible porque para números de Reynolds altos, la tasa de

transferencia de energía del flujo medio a los grandes vórtices coincide con la tasa de transferencia de los vórtices grandes a los vórtices pequeños. Así, en este modelo los valores de  $k$  y  $\varepsilon$  están intrínsecamente unidos. Si no se tuvieran números de Reynolds altos, la energía en las diferentes escalas podría aumentar o disminuir sin límite, cosa que no ocurre para flujos totalmente turbulentos, por ello se ha de decir que este modelo es solo válido para este tipo de flujos. Siguiendo la definición de escalas anterior, la viscosidad turbulenta de este modelo viene dada por:

$$\mu_t = C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}. \quad (3.20)$$

Y las ecuaciones que constituyen el modelo (transporte de  $k$  y  $\varepsilon$ ), son las siguientes:

$$\nabla \cdot (\vec{u}k) = \nabla \cdot \left( \frac{\Gamma_\varepsilon}{\rho} \nabla k \right) + \frac{G_k}{\rho} + \frac{G_b}{\rho} + \frac{S_k}{\rho}, \quad (3.21)$$

$$\nabla \cdot (\vec{u}\varepsilon) = \nabla \cdot \left( \frac{\Gamma_\varepsilon}{\rho} \nabla \varepsilon \right) + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{\rho k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \frac{\varepsilon^2}{k} + \frac{S_\varepsilon}{\rho}, \quad (3.22)$$

donde  $G_k$  representa la generación de energía cinética turbulenta debido a los gradientes de velocidad media,  $G_b$  es la generación de energía cinética turbulenta debido a la flotación,  $S_k$  y  $S_\varepsilon$  representan los términos fuente de las ecuaciones de transporte,  $\Gamma_\varepsilon$  es la difusividad efectiva para la ecuación de  $\varepsilon$ , cuyo valor es:

$$\frac{\Gamma_\varepsilon}{\rho} = \nu + \frac{\nu_t}{\sigma_\varepsilon}. \quad (3.23)$$

Los demás términos son las constantes del modelo, cuyos valores son  $C_{1\varepsilon} = 1.44$ ,  $C_{2\varepsilon} = 1.92$ ,  $C_{3\varepsilon} = \tanh \left| \frac{v}{u} \right|$ ,  $C_\mu = 0.09$ ,  $\sigma_\varepsilon = 1.3$  y  $\sigma_k = 1$ . Siendo  $u$  y  $v$  las componentes del flujo paralela y perpendicular respectivamente.

La ventaja del modelo  $k - \varepsilon$  es su no excesivo coste computacional. Pero a causa de que el modelo no es válido para números de Reynolds bajos, el modelo  $k - \varepsilon$  presenta la limitación de no poder predecir la transición de régimen laminar a turbulento, limitación que no presentan otros modelos de turbulencia no aplicados en esta Tesis (ej.  $k - \omega$ ). En cuanto al tratamiento cerca de la pared, si el número de Reynolds es alto, el flujo cerca de la pared se asemeja al comportamiento universal cerca de la pared, o leyes de pared. Estas leyes son las que utiliza el modelo  $k - \varepsilon$  cerca de la pared, para evitar tener que simular el flujo en esta zona, donde la producción y la disipación viscosa no tienen por qué estar equiparadas, y por lo tanto el modelo no es de aplicación.

En algunas de las instalaciones de tratamiento de aguas residuales, tales como reactores biológicos, no se tiene una única fase fluida, sino que las burbujas de aire constituyen una segunda fase dispersa en el líquido. En este caso, tal y como se ha mencionado anteriormente, se tienen dos alternativas para la modelización del flujo bifásico: la perspectiva de Euler y la de Lagrange.

#### Flujo multifásico: perspectiva Euleriana

La perspectiva Euleriana para un fluido multifásico se basa en resolver un conjunto de ecuaciones de Navier-Stokes (continuidad y cantidad de movimiento) para cada una de las fases  $p$  involucradas en el proceso.

$$\nabla \cdot (\alpha_p \rho_p \vec{u}_p) = 0, \quad (3.24)$$

$$\nabla \cdot (\alpha_p \rho_p \vec{u}_p \vec{u}_p) = -\alpha_p \nabla p + \nabla \cdot \alpha_p (\overline{\tau}_p + \overline{\tau}_{t,p}) + \alpha_p \rho_p \vec{g} + \overline{I}_{pq}. \quad (3.25)$$



En esta perspectiva, la presión es la misma en todas las fases. Sin embargo, aparece una nueva variable, la fracción volumétrica de cada fase  $\alpha_p$ , cumpliendo que la suma de las fracciones volumétricas de todas las fases es uno ( $\sum_i \alpha_i = 1$ ). El término  $\overline{I_{pq}}$  representa el intercambio de momento cinético entre fases: fuerzas de arrastre;  $\overline{\tau_p}$  es el tensor de esfuerzos viscosos y  $\overline{\tau_{t,p}}$  es el tensor de esfuerzos turbulentos. Las definiciones de los tensores de cada fase, en términos matriciales, empleando la aproximación RANS para el turbulento, son las explicadas anteriormente en esta sección:

$$\overline{\tau_p} = \mu_p (\nabla \vec{u}_p + \nabla \vec{u}_p^T) - \frac{2}{3} (\mu_p \nabla \cdot \vec{u}_p) \vec{I}, \quad (3.26)$$

$$\overline{\tau_{t,p}} = \mu_{t,p} (\nabla \vec{u}_p + \nabla \vec{u}_p^T) - \frac{2}{3} (k_p + \mu_{t,p} \nabla \cdot \vec{u}_p) \vec{I}. \quad (3.27)$$

Al igual que con las ecuaciones de continuidad y cantidad de movimiento, un conjunto de ecuaciones de transporte de turbulencia es aplicado a cada fase o al promedio de ambas fases (Behzadi *et al.* 2004). Al emplear el modelo de turbulencia  $k-\epsilon$ , el valor de la viscosidad turbulenta en es obtenido a partir de la ecuación (3.20).

Existen otros modelos, no empleados en esta Tesis Doctoral, para la simulación de flujos multifásicos que no consideran las ecuaciones de conservación de cada fase, sino que plantean un único balance de masa y cantidad de movimiento para el flujo bifásico y añaden otras ecuaciones adicionales para calcular la fracción volumétrica de la segunda fase, requiriendo así un menor coste computacional. Estos modelos multifásicos simplificados se aplican a fenómenos específicos, los ejemplos más populares son el modelo VOF (Volume Of Fluid) para el cálculo de la posición de la superficie libre o los modelos de mixtura (mixture), empleados para simular la separación de fases, que resuelven la ecuación de continuidad de la segunda fase a partir de la evaluación analítica de su velocidad de sedimentación.

### Flujo multifásico: perspectiva Lagrangiana

A diferencia de la perspectiva Euleriana, la perspectiva Lagrangiana considera el líquido como fase continua, pero las burbujas de aire como fase discreta. En lugar de resolver un conjunto de ecuaciones RANS para la fase aire, se resuelve la trayectoria de cada de cada burbuja, aplicando un balance de fuerzas (segunda ley de Newton) sobre ella e integrando la aceleración y velocidad obtenidas.

$$\frac{d\vec{r}_p}{dt} = \vec{u}_p, \quad (3.28)$$

$$\frac{d\vec{u}_p}{dt} = F_D (\vec{u} - \vec{u}_p) + \frac{\vec{g}(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + \frac{\nabla p}{\rho_p}, \quad (3.29)$$

$$F_D = \frac{18\mu C_D Re}{24\rho_p d_p^2}, \quad (3.30)$$

$$C_D = a_1 + \frac{a_2}{Re} + \frac{a_3}{Re^2}, \quad (3.31)$$

$$Re = \frac{\rho d_p |\vec{u} - \vec{u}_p|}{\mu}, \quad (3.32)$$

El subíndice  $p$  indica que se trata de las variables referidas a la partícula, en este caso la burbuja de aire; si no lleva subíndice se trata de las variables de la fase continua (licor de mezcla). Los coeficientes  $a_1$ ,  $a_2$  y  $a_3$  de la ecuación (3.31) son constantes para partículas esféricas, extraídas del trabajo de Morsi y Alexander (1972). La ecuación muestra que las fuerzas sobre la burbuja consideradas corresponden al arrastre de las partículas, fluidoestáticas por diferencia de densidad entre fases y gradientes de presión reducida en el líquido.

De manera similar a la aproximación Euler-Euler, la perspectiva Lagrangiana modeliza el intercambio de momento entre fases, éste es tenido en cuenta mediante la inclusión de un término fuente  $\overrightarrow{I_{dc}}$  en la ecuación de cantidad de movimiento de la fase continua (Ec. 3.15):

$$\overrightarrow{I_{dc}} = F_D(\vec{u}_p - \vec{u})\dot{m}_p\Delta t, \quad (3.33)$$

siendo  $\dot{m}_p$  el flujo másico representado por la partícula y  $\Delta t$  el tiempo de paso.

Tal y como se ha comentado anteriormente, en las ecuaciones RANS la velocidad se descompone en una parte promedio (estacionaria) y una componente fluctuante que va cambiando a lo largo del tiempo. En la perspectiva Lagrangiana, con el fin de incluir la dispersión turbulenta sobre las partículas, se incorporan modelos de seguimiento estocástico para las nubes de partículas. En este trabajo se emplea el modelo de trayectorias discretas aleatorias (Random Walk Model, DRW) para evaluar la velocidad instantánea en cada instante. Este método estocástico emplea la función de densidad de población de Gauss sobre la trayectoria media. El modelo *DRW* simula la interacción de una partícula con una sucesión de torbellinos turbulentos en la fase discreta. Cada torbellino se caracteriza por una escala de tiempo de vida y una distribución gaussiana para las fluctuaciones de velocidad, evaluadas a partir de la energía cinética turbulenta.

Las componentes de velocidad fluctuante son funciones del tiempo, pero discretizadas por segmentos; es decir, su valor aleatorio se mantiene constante durante un cierto intervalo de tiempo, evaluado a partir de la vida media característica de los torbellinos  $\tau_e$ , que se define como una constante a partir del tiempo integral Lagrangiano  $T_L$ , que es evaluado a partir de las variables turbulentas:

$$\tau_e = 2T_L, \quad (3.34)$$

$$T_L = C_L \frac{k}{\varepsilon}, \quad (3.35)$$

donde el valor de la constante  $C_L$  debe ser determinado, aunque para el modelo de turbulencia  $k - \varepsilon$  su valor suele estar en torno a 0.15.

Los valores de las fluctuaciones de velocidad aleatoria  $u', v', w'$ , que prevalecen durante el tiempo de vida de los remolinos, son muestreados asumiendo que obedecen a una distribución de probabilidad de Gauss, de forma que:

$$u' = \zeta \sqrt{u'^2}, \quad (3.36)$$

donde  $\zeta$  es un número aleatorio que sigue una distribución normal de probabilidad, y  $\sqrt{u'^2}$  es la media geométrica de las fluctuaciones de velocidad. Al usar la media geométrica, se induce la anisotropía de los esfuerzos derivados de las fluctuaciones, luego las componentes de velocidad fluctuante son iguales en las tres direcciones; definiendo su valor a partir de la energía cinética turbulenta:

$$\sqrt{u'^2} = \sqrt{v'^2} = \sqrt{w'^2} = \sqrt{2k/3}, \quad (3.37)$$

Se supone que la partícula interactúa con los torbellinos de la fase fluida durante el menor tiempo de vida del torbellino, cuando ese tiempo es alcanzado se calcula un nuevo valor de la velocidad instantánea, aplicando un nuevo valor de  $\zeta$  a la ecuación (3.36).

### 3.1.2. Transporte de componentes. Cálculo RTD

Una vez que se tienen los campos de velocidad y turbulencia de la instalación de depuración, es posible calcular el transporte de componentes en su interior. Además de servir para calcular la

evolución de contaminantes u otros componentes, esto es útil para la modelización de un ensayo de distribución de tiempos de RTD. Como se comentó en el capítulo 1, el ensayo RTD se basa en marcar el agua que entra en un instante determinado de tiempo  $t_0$  en el reactor mediante un trazador inerte e ir midiendo la evolución temporal de la cantidad de trazador que ha salido por la salida del reactor.

### Perspectiva Euleriana

Desde el punto de vista matemático, el transporte de un componente (o una variable) en el fluido se modeliza mediante la ecuación de transporte de Reynolds, añadiéndole el transporte del componente por difusión. Esta ecuación emplea los campos de velocidad y turbulencia del líquido para los transportes por convección y difusión, respectivamente, por lo que han de haber simulados previamente. En el caso del ensayo RTD, la variable transportada corresponde a la concentración de trazador pasivo  $c_t$ , y la ecuación queda de la forma:

$$\frac{\partial c_t}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{v}_l c_t) = \nabla \cdot (D_{ef} \nabla c_t), \quad (3.38)$$

siendo  $D_{ef}$  la difusividad cinemática efectiva, suma de laminar y turbulenta ( $D_{ef} = D_{lam} + \mu_t / (\rho S c_t)$ ), donde  $S c_t$  es el número de Schmidt turbulento, cuyo valor habitual es 0.7, y  $\vec{v}_l$  el campo de velocidad de la fase líquida, que es la que transporta el componente.

### Perspectiva Lagrangiana

De manera análoga a la perspectiva Euleriana, es posible calcular el transporte de componentes en la instalación a partir de los campos de velocidad y turbulencia con una perspectiva Lagrangiana. En este caso, la modelización consiste en calcular la trayectoria de partículas discretas que se mueven solidarias al flujo, sin flotación o arrastre relativo, por lo que en realidad se obtienen las trayectorias de las partículas fluidas. El valor de la velocidad de la partícula  $\vec{u}_p$ , no es exactamente el valor del campo de velocidades en la localización de la partícula, sino que, con el fin de tener en cuenta los fenómenos turbulentos, se define como la suma de la velocidad media del fluido  $\vec{U}$  y una fluctuación aleatoria  $\vec{u}'$ ,

$$\vec{u}_p = \vec{U} + \vec{u}'. \quad (3.39)$$

De manera análoga al cálculo de las trayectorias de las burbujas de aire, la integración temporal de la velocidad de las partículas (Ec. 3.28) proporciona la trayectoria de las mismas, calculando el valor y duración de la fluctuación con el modelo DRW, descrito en la sección 3.2.1.

Aplicando lo anterior para obtener la distribución de tiempos de residencia RTD en un reactor, la simulación consiste en, a partir de los campos de velocidad y turbulencia obtenidos en la simulación fluidodinámica, liberar en el instante inicial  $t_0$  un número de partículas  $n$  suficientemente grande en la entrada del reactor, e ir tomando el tiempo que cada partícula tarda en salir, asumiendo que cada partícula representa una fracción  $(1/n)$  del caudal tratado.

### 3.1.3. Reacciones biológicas. Modelo ASM1

Los modelos biológicos de depuración de aguas residuales, tales como el modelo de fangos activos nº1 (Activated Sludge Model n.1, ASM1), consisten en una serie de ecuaciones diferenciales ordinarias que tratan de modelizar los procesos de transformación sufridos por cada uno de los componentes en el reactor. El modelo ASM1, de manera similar al resto de modelos de este tipo, engloba los siguientes tres aspectos:

- Variables de estado, correspondientes a cada uno de los componentes del agua (oxígeno, amonio, nitratos, sustrato soluble, etc.). El ASM1 considera 13 componentes: 7 solubles (representados por la letra S) y 6 particulados (representados por la letra X).
- Transformaciones biológicas (estequiometría y cinética), consistente en la descripción matemática de cada una de las 8 reacciones consideradas (ej. crecimiento aeróbico de autótrofos, amonificación del nitrógeno orgánico soluble). La descripción matemática engloba la evaluación de la velocidad de reacción (cinética) en función de la concentración de cada uno de los componentes envueltos en la transformación y la relación entre la generación o destrucción de cada uno de los componentes envueltos en la reacción (estequiometría).
- Parámetros, cada una de las constantes empleadas en la evaluación de los términos cinéticos y estequiométricos; su valor depende de la temperatura del agua.

Los componentes contemplados en el modelo ASM1 se agrupan de la siguiente manera:

- Sustancias carbonosas del agua y del fango, medidos en demanda bioquímica de oxígeno (DQO).
  - DQO biodegradable: Sustrato orgánico soluble ( $S_s$ ) y sustrato orgánico particulada ( $X_s$ ).
  - DQO no biodegradable: materia soluble inerte ( $S_i$ ), materia particulada inerte ( $X_i$ ) y materia orgánica inerte ( $X_p$ ).
  - Biomasa activa: Bacteria heterótrofa ( $X_{BH}$ ) y autótrofa ( $X_{BA}$ ).
- Constituyentes nitrogenados (N).
  - Nitratos y nitritos ( $S_{NO}$ ).
  - Amonio ( $S_{NH}$ ).
  - Nitrógeno orgánico soluble ( $S_{ND}$ ) y particulado ( $X_{ND}$ ).
- Oxígeno disuelto ( $S_o$ ): introducido en el reactor mediante la aireación.
- Alcalinidad ( $S_{ALK}$ ), relacionada con los cambios en el pH del agua.

La descripción de cada una de las ocho reacciones se detalla a continuación:

- Crecimiento aerobio de heterótrofos (R1): El amonio ( $S_{NH}$ ) y el sustrato orgánico disuelto en el agua ( $S_s$ ), en presencia de oxígeno ( $S_o$ ) es consumido por las bacterias heterótrofas ( $X_{BH}$ ); aumentando éstas su población.
- Crecimiento anaerobio de heterótrofos (R2): El nitrógeno amoniacal y en forma de nitratos, junto al sustrato orgánico disuelto en el agua ( $S_s$ ), en ausencia de oxígeno ( $S_o$ ) es consumido por las bacterias heterótrofas ( $X_{BH}$ ); aumentando éstas su población.
- Crecimiento aerobio de autótrofas (R3): Las bacterias autótrofas ( $X_{BA}$ ) consumen amonio ( $S_{NH}$ ) y oxígeno ( $S_o$ ), aumentando su población y generando nitratos ( $S_{NO}$ ).
- Decrecimiento de heterótrofos (R4): La muerte de las bacterias heterótrofas ( $X_{BH}$ ) genera sustrato orgánico particulado ( $X_s$ ), nitrógeno orgánico particulado ( $X_{ND}$ ) y masa orgánica inerte ( $X_p$ ), la cual no vuelve a reaccionar con el resto de componentes.
- Decrecimiento de autótrofos (R5): La muerte de las bacterias autótrofas ( $X_{BA}$ ) genera sustrato orgánico particulado ( $X_s$ ), nitrógeno orgánico particulado ( $X_{ND}$ ) y masa orgánica inerte ( $X_p$ ), la cual no vuelve a reaccionar con el resto de componentes.
- Amonificación del nitrógeno orgánico soluble (R6): El nitrógeno orgánico soluble se transforma en amonio ( $S_{NH}$ ).
- Hidrólisis del sustrato orgánico particulado (R7): El sustrato orgánico particulado ( $X_{ND}$ ) en el que se convierten las bacterias una vez muertas, se transforma en sustrato orgánico soluble ( $S_{ND}$ ), que sirve de alimento a las bacterias (R1 y R2).

- Hidrólisis del nitrógeno orgánico particulado (R8): El nitrógeno orgánico particulado ( $X_{ND}$ ) se transforma en soluble ( $S_{ND}$ ).

Aunque no se ha mencionado en la descripción anterior, el modelo ASM1 también contempla los cambios en la alcalinidad del agua, ya que ésta decrece cuando se producen las reacciones R2 y R6, pero aumenta cuando se consume la materia orgánica del agua (R1 y R3). La materia inerte, tanto soluble como particulada ( $S_I$  y  $X_I$ ) no sufren transformaciones en el reactor.

La figura 15 muestra el diagrama conceptual del modelo, representando los componentes y las reacciones antes comentadas.

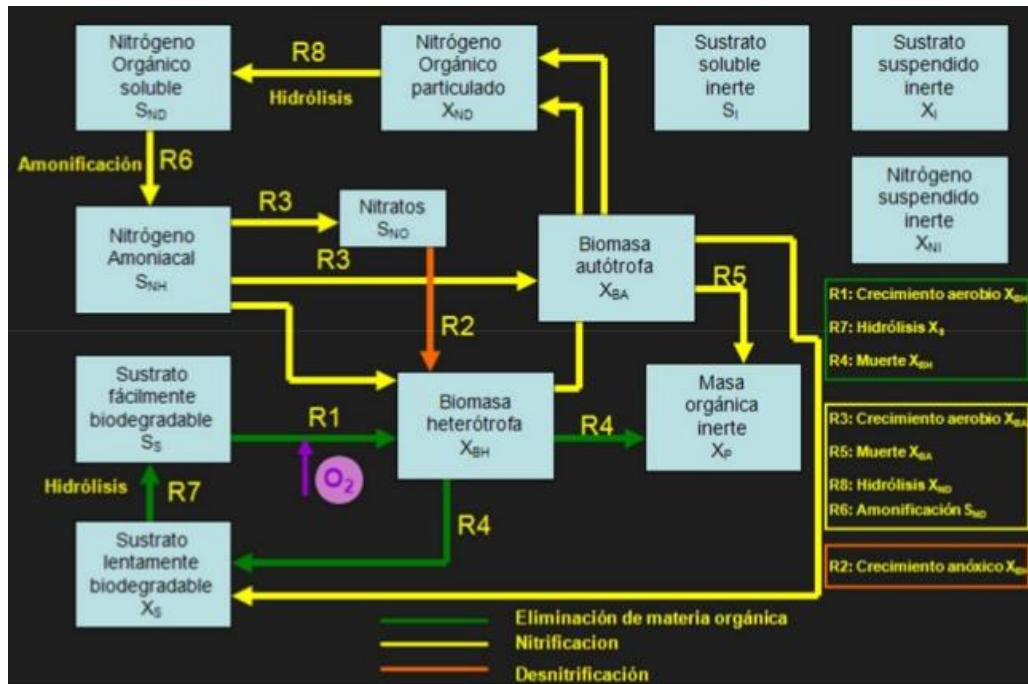


Figura 15. Diagrama conceptual de los componentes y reacciones en el modelo ASM1. Fuente: Héctor Rey

La descripción completa del modelo se detalla en la publicación del IWA (Henze *et al.* 2000). La tabla 3 muestra los coeficientes estequiométricos de cada uno de los componentes para cada una de las reacciones. Se observa que los componentes inertes no se transforman en ninguna de las reacciones.

Tabla 3. Valor de los coeficientes estequiométricos en el modelo ASM1.

S <sub>I</sub>	S <sub>S</sub>	X <sub>I</sub>	X <sub>S</sub>	X <sub>B,H</sub>	X <sub>B,A</sub>	X <sub>P</sub>	S <sub>O</sub>	S <sub>NO</sub>	S <sub>NH</sub>	S <sub>ND</sub>	X <sub>ND</sub>	S <sub>ALK</sub>	
	-1/Y <sub>H</sub>			1			-(1-Y <sub>H</sub> )/Y <sub>H</sub>		-i <sub>XB</sub>			-i <sub>XB</sub> *i <sub>Charge_SNHx</sub>	R1
	-1/Y <sub>H</sub>			1				-(1-Y <sub>H</sub> )/(i <sub>NO3,N2</sub> *Y <sub>H</sub> )	-i <sub>XB</sub>			ν <sub>SalkR2</sub> *	R2
					1		-(i <sub>COD_NO3</sub> *Y <sub>A</sub> )/Y <sub>A</sub>	1/Y <sub>A</sub>	-i <sub>XB</sub> -1/Y <sub>A</sub>			ν <sub>SalkR3</sub> **	R3
			1-f <sub>P</sub>	-1		f <sub>P</sub>					i <sub>XB</sub> -f <sub>P</sub> *i <sub>XP</sub>		R4
			1-f <sub>P</sub>		-1	f <sub>P</sub>					i <sub>XB</sub> -f <sub>P</sub> *i <sub>XP</sub>		R6
									1	-1		i <sub>Charge_SNHx</sub>	R6
	1		-1										R7
										1	-1		R8
									*ν <sub>SalkR2</sub> =-(1-Y <sub>H</sub> )/(i <sub>NO3,N2</sub> *Y <sub>H</sub> )*i <sub>Charge_SNOx</sub> -i <sub>XB</sub> *i <sub>Charge_SNHx</sub>				
									**ν <sub>SalkR3</sub> =-(i <sub>XB</sub> +1/Y <sub>A</sub> )*i <sub>Charge_SNHx</sub> +(1/Y <sub>A</sub> )*i <sub>Charge_SNOx</sub>				

La tabla 4 muestra la evaluación matemática de cada una de las velocidades de reacción, se observa que las velocidades dependen de las concentraciones de algunos de los componentes.

Tabla 4. Ecuación matemática de cada una de las reacciones involucradas en el modelo ASM1.

R1	Crecimiento aerobio de heterótrofos	$\mu_H^*[S_S/(K_S+S_S)]*[S_O/(K_{O,H}+S_O)]*[S_{NH}/(K_{NH,H}+S_{NH})]*X_{B,H}$
R2	Crecimiento anaerobio de heterótrofos	$\mu_H^*[S_S/(K_S+S_S)]*[K_{O,H}/(K_{O,H}+S_O)]*[S_{NO}/(K_{NO}+S_{NO})]*[S_{NH}/(K_{NH,H}+S_{NH})]*\eta_g*X_{B,H}$
R3	Crecimiento aerobio de autótrofos	$\mu_A^*[S_{NH}/(K_{NH}+S_{NH})]*[S_O/(K_{O,A}+S_O)]*X_{B,A}$
R4	Muerte de heterótrofos	$b_H*X_{B,H}$
R5	Muerte de autótrofos	$b_A*X_{B,A}$
R6	Amonificación de nitrógeno orgánico soluble	$k_a*S_{ND}*X_{B,H}$
R7	Hidrólisis de sustrato orgánico particulado	$k_H^*[(X_S/X_{B,H})/(K_X+X_S/X_{B,H})]*[S_O/(K_{O,H}+S_O)]+\eta_h*[K_{O,H}/(K_{O,H}+S_O)]*[S_{NO}/(K_{NO}+S_{NO})]*X_{B,H}$
R8	Hidrólisis de nitrógeno orgánico particulado	$k_H^*(X_{ND}/X_S)*[(X_S/X_{B,H})/(K_X+X_S/X_{B,H})]*[S_O/(K_{O,H}+S_O)]+\eta_h*[K_{O,H}/(K_{O,H}+S_O)]*[S_{NO}/(K_{NO}+S_{NO})]*X_{B,H}$

Para la implementación del modelo ASM1 en el modelo CFD se resuelve la ecuación de transporte de la concentración  $c_k$  de cada uno de los componentes  $k$  considerados, de manera similar a la simulación RTD con perspectiva Euleriana (Ec. 3.38); sin embargo, en este caso se añade un nuevo término fuente, correspondiente a la creación o destrucción del componente. Dicho término fuente es evaluado como la suma de los productos del coeficiente estequiométrico del componente  $k$  para la reacción  $j$ ,  $\nu_{kj}$  por la velocidad de reacción  $\rho_j$ :

$$\frac{\partial c_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{v}_l c_k) = \nabla \cdot (D_{ef} \nabla c_k) + \sum \nu_{kj} \rho_j. \quad (3.40)$$

Especial atención es prestada al componente oxígeno disuelto ( $S_O$ ), que no es generado en ninguna de las reacciones (ver tabla 3) ni entra en el reactor con el afluente. Tal y como se ha mencionado en el capítulo 1, el oxígeno es transferido al licor de mezcla por medio del proceso de aireación, por lo que la ecuación de transporte de oxígeno tiene un término fuente adicional, correspondiente la transferencia de oxígeno desde las burbujas de aire  $v_{tro}$ , cuya ecuación es la siguiente:

$$v_{tro} = k_L \frac{6\alpha_a}{d_b(1-\alpha_a)} (C_{sat} - S_O), \quad (3.41)$$

donde  $\alpha_a$  es la fracción volumétrica de aire,  $d_b$  es el diámetro característico de las burbujas,  $C_{sat}$  corresponde a la concentración de saturación de oxígeno en la periferia de la burbuja. El parámetro  $k_L$  representa el coeficiente de transferencia de masa, que es evaluado por medio de la teoría clásica de penetración Higbie (1935):

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L V_r}{\pi d_b}}, \quad (3.42)$$

siendo  $V_r$  la velocidad relativa entre ambas fases y el  $D_L$  coeficiente de difusión. El factor de corrección alfa (Asselin *et al.* 1998) es aplicado para transforma el  $k_L$  de agua limpia al  $k_L$  de agua residual. La concentración de saturación de oxígeno  $C_{sat}$  es calculada mediante la ley de Henry (Karpinska 2013):

$$C_{sat} = H_c X_o P, \quad (3.43)$$

donde  $H_c$  es el coeficiente de Henry,  $X_o$  la fracción volumétrica de oxígeno en las burbujas de aire (20.9%) y  $P$  la presión absoluta en la burbuja.

### Modelización de la decantación

Para simular correctamente los procesos biológicos que tienen lugar en el reactor biológico, no solo hay que tener en cuenta las reacciones que ocurren en su interior, sino que también han de considerarse las recirculaciones de caudal, ya que influyen en la concentración de

componentes del afluente. En la recirculación externa, no se retorna directamente el caudal saliente del reactor, sino que se retorna el fango que queda en la separación fango-agua (efluente) que tiene lugar en el decantador u otra instalación de similar fin (filtros, MBR, etc.) situada tras el reactor biológico. Para la modelización de la separación, se emplea el parámetro de eficiencia del decantador  $\eta_{dec}$ . Los componentes solubles (expresados con la letra  $S$ ) no sufren transformación en el decantador, su concentración es la misma en el influente, efluente y salida de fangos del decantador. La concentración de cada uno de los componentes particulados en el fango recirculado  $X_{k,fang}$  se calcula a partir de su concentración a la entrada al influente  $X_{k,inf}$ , y la fracción de caudal de fango respecto al influente  $f_{fang}$ :

$$X_{k,fang} = \frac{X_{k,inf}}{f_{fang}} (\eta_{dec} + (1 - \eta_{dec}) f_{fang}). \quad (3.44)$$

### 3.1.4. Radiación UV. Ecuación del transporte radiativo. Distribución de dosis UV. Desinfección de microorganismos.

A continuación se muestran las ecuaciones matemáticas empleadas para la simulación numérica de la desinfección en un canal UV. El cálculo de la desinfección UV requiere de la simulación de dos fenómenos independientes: fluidodinámica (sección 3.1.1) y radiación UV. Combinando ambos es posible calcular la dosis UV en el canal, necesaria para calcular la desinfección de microorganismos.

#### Radiación UV

El campo de intensidad UV es obtenido mediante la resolución numérica de la ecuación de transporte radiativo (Radiative Transfer Equation, RTE) en su forma estacionaria para radiación monocromática. Esta ecuación modeliza la pérdida de energía de un haz de luz que avanza en un medio, debido a la divergencia y a la extinción en el medio (por absorción y dispersión),

$$\nabla \cdot (L(\vec{r}, \vec{s}) \vec{s}) + \frac{dL(\vec{r}, \vec{s})}{ds} + (\alpha + \sigma_s) L(\vec{r}, \vec{s}) = 0, \quad (3.45)$$

donde  $L(\vec{r}, \vec{s})$  es la radiancia, cuyas unidades son  $W/(m^2 sr)$ , en la posición  $\vec{r}$ , moviéndose en la dirección  $\vec{s}$ . El parámetro  $\sigma_s$  corresponde al coeficiente de dispersión, mientras que  $\alpha$  corresponde al de absorción, que puede ser relacionado con la transmitancia  $T$  del medio mediante la ley de Beer-Lambert, que se defina como la reducción de energía sufrida por el haz de luz al atravesar un centímetro de agua.

$$T = 10^{-0.01\alpha}, \quad (3.46)$$

La intensidad UV  $I(\vec{r})$ , cuyas unidades son  $W/m^2$ , es la cantidad de energía radiativa transportada por unidad de superficie; se obtiene por medio de la integración de la radiancia sobre el ángulo sólido completo ( $\Omega = 4\pi$ ).

#### Distribución de dosis UV

Combinando la intensidad UV con los campos de velocidad y turbulencia que se tienen en la instalación, es posible calcular la distribución de dosis UV. En este estudio se emplea la perspectiva Lagrangiana, que consiste en calcular las trayectorias de un número suficientemente grande de partículas fluidas en el canal. Para ello se emplean nuevamente las ecuaciones de transporte lagrangiana para partículas con masa despreciable (ver sección 3.2.2), teniendo en cuenta los fenómenos de turbulencia mediante el modelo DRW. De manera paralela a la

trayectoria, se calcula la intensidad UV que va acumulando la partícula en su tránsito, obteniendo así su dosis UV  $D_{UV}$ :

$$D_{UV} = \int_{t=t_0}^{t=t_{fin}} I(r(t)) dt. \quad (3.47)$$

Conceptualmente, cada partícula fluida representa un grupo de microorganismos transportados en el agua, luego la dosis promedio en el reactor es calculada como el promedio de las dosis UV recibidas por cada partícula durante su residencia en el canal.

### Inactivación de microorganismos

Por último, el nivel de desinfección de los distintos microorganismos presentes en el agua tratada (protozoos, virus, bacterias, etc.) es calculada a partir de la distribución de dosis UV en el canal, empleando la curva respuesta de inactivación logarítmica frente a dosis UV del microorganismo. La inactivación logarítmica se relaciona con el nivel de desinfección del microorganismo mediante una relación exponencial: inactivación logarítmica de 1 significa un 90% (0.9) de desinfección, inactivación logarítmica 2 un 99% (0.99) y así sucesivamente. Por lo que la población de microorganismos representada por cada una de las partículas fluidas en la salida del canal UV,  $N_{micro}$  es calculada a partir de la población de microorganismo de la partícula en la entrada en el canal  $N_{0-micro}$  y de la inactivación logarítmica ( $LI$ ):

$$N_{micro} = N_{0-micro} \cdot 10^{-LI}. \quad (3.48)$$

La concentración total de microorganismo del efluente es calculada como el promedio de la población del microorganismo en cada una de las partículas fluidas, de manera similar a como se procedía en el cálculo de la dosis UV promedio. Son varios los autores que han investigado la curva respuesta de inactivación de distintos microorganismos frente a dosis UV. En el trabajo de Chevrefils *et al.* (2006) se recogen diferentes curvas respuesta de inactivación de la bacterias, virus y protozoos para luz de 254 nm de longitud de onda (luz UV). Sin embargo, dichas curvas corresponden a plantas potabilizadoras. En depuradoras, el agua entrante contiene mayor concentración de sólidos en suspensión. Los sólidos actúan como escudo, protegiendo parte de los microorganismos de los rayos UV y, por lo tanto, modificando la curva respuesta frente a la dosis UV, ya que es necesaria una mayor dosis UV para alcanzar el mismo grado de inactivación, apareciendo además el efecto cola (tailing) de la curva: a partir de un cierto valor de dosis ya no hay más inactivación. Siguiendo las indicaciones de la USEPA (Pirnie *et al.* 2006) para el cálculo de la curva de inactivación de distintos microorganismos frente a dosis UV en aguas residuales, y mediante la recopilación de las curvas publicadas en el trabajo de Hijnen *et al.* (2006), se reconstruyen las curvas de inactivación de los tres microorganismos analizados en esta investigación (figura 16): la espora *Bacillus Subtilis*, el virus *Rotavirus SA-11* y la bacteria *Escherichia Coli*. Conviene destacar que en la instalación analizada (canal UV de la EDAR Los Alcázares), tan solo se controla la concentración de la bacteria E. Coli, ya que es el único parámetro de control exigido de cara al posterior uso del agua como agua de regadío. Se observa que la espora es la más difícil de inactivar, requiriendo una dosis de prácticamente 550 J/m<sup>2</sup> para alcanzar un nivel de inactivación 1-log, mientras que la bacteria E. Coli es la menos dificultosa de eliminar, requiriendo una dosis de 50 J/m<sup>2</sup> para alcanzar el nivel 1-log de inactivación.



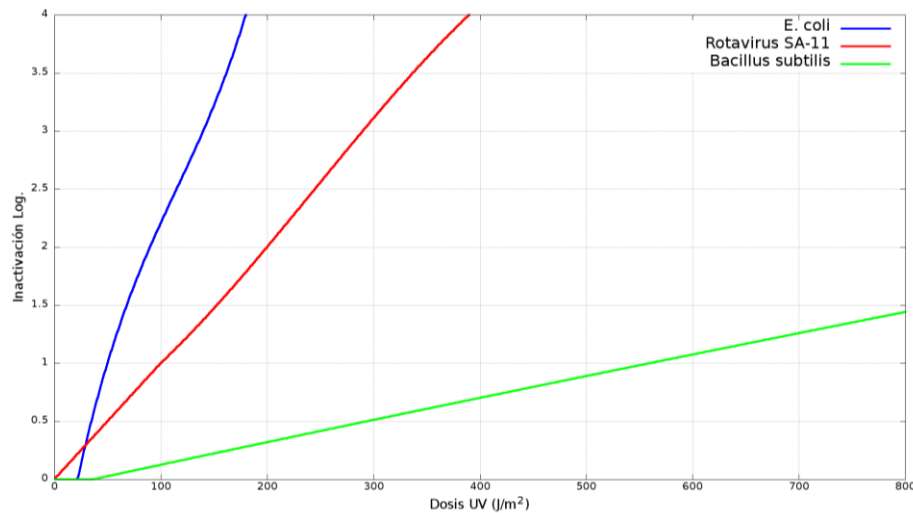


Figura 16. Curvas de inactivación frente a dosis UV en agua residual para la bacteria *E. coli*, el virus Rotavirus SA-11 y la espora *Bacillus subtilis*. Las curvas han sido reconstruidas a partir de las medidas publicadas por Hijnen *et al.* (2006).

## 3.2. Dominio computacional y mallado

Una vez presentadas las ecuaciones matemáticas que modelizan el comportamiento de los fenómenos a analizar en esta investigación, se procede a la descripción del modelo geométrico de los dominios seleccionados para cada uno de los tres estudios a realizar. Siguiendo el procedimiento de simulación CFD, la geometría se divide en elementos discretos, generando así el mallado sobre el que se aplicarán las ecuaciones de conservación.

### 3.2.1. Reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar

El dominio computacional del modelo CFD del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar incluye las cuatro cámaras de tratamiento de uno de los dos reactores biológicos de la EDAR. La geometría, mostrada en la figura 17, incluye los detalles de la entrada, vertedero de salida, orificios inferiores en los tabiques de separación de las cámaras y agitadores. Las dimensiones de la geometría son las especificadas en la figura 7, exceptuando la altura, que se ha fijado en 5.55 m en la zona anóxica y 5.47 en la óxica, de acuerdo a las medidas experimentales tomadas para el caudal tratado en verano.

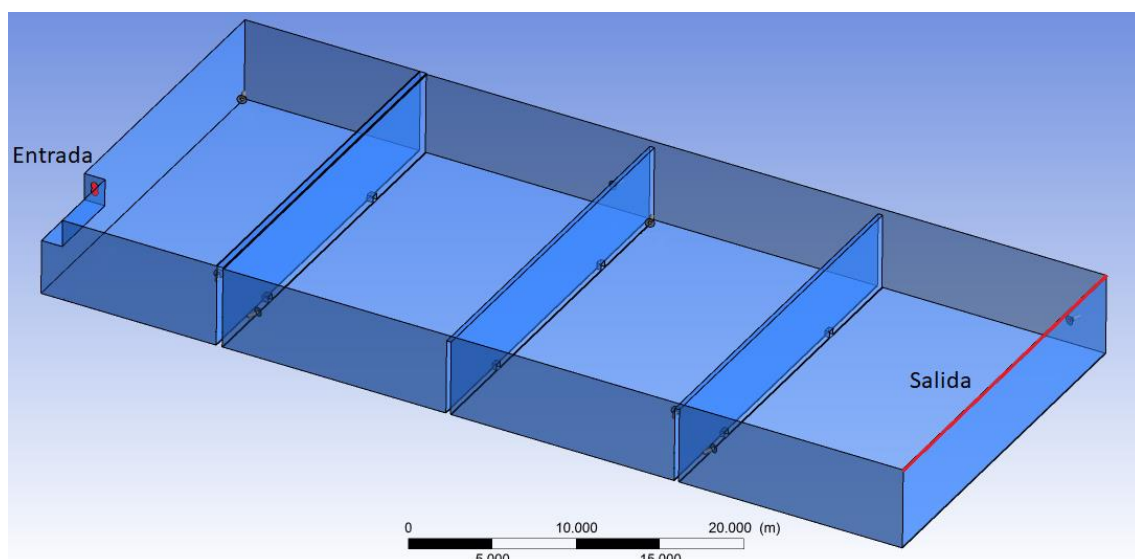


Figura 17. Geometría del modelo CFD del reactor biológico de San Pedro del Pinatar.

Los agitadores se han modelizado como la región de un plano delimitado por dos circunferencias de diámetro 580 mm y 192 mm. En dicha región se produce un salto de presión constante (calculado a partir del empuje que el fluido ejerce sobre el agitador). Además de la superficie, el agitador incluye la parte sólida donde se aloja el motor. La figura 18 compara el modelo geométrico del agitador (fig. 18.a) con una fotografía del agitador real (fig. 18.b).

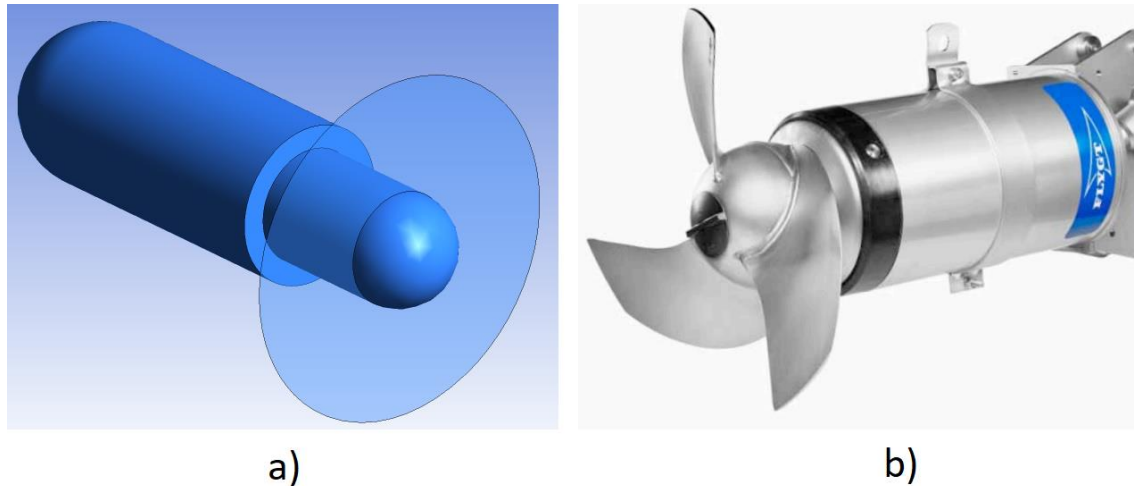


Figura 18. Comparación del modelo numérico del agitador (a) y la geometría real del mismo (b).

Respecto al mallado de la geometría, con el fin de facilitar la convergencia de la simulación, se ha desarrollado una malla hexaédrica conforme, estructurada en la mayor parte del dominio y con adaptación de tamaño en donde se espera un mayor gradiente espacial de la velocidad. Con el fin de asegurar la independencia de la malla en los resultados, se ha desarrollado un estudio de independencia de mallado; se han comparado los resultados numéricos obtenidos a partir de tres mallas diferentes: A (1.8 millones de elementos), B (3.3 millones de elementos) y C (5.3 millones de elementos). Apenas se han encontrado diferencias entre los resultados proporcionados por las mallas B y C, por lo que se concluye que la independencia de resultados se consigue con mallas mayores de 3.3 millones de elementos. Sin embargo, con el fin de asegurar la precisión de los resultados, la malla C es la seleccionada para el modelo. El tamaño de los elementos en la malla seleccionada varía desde 0.14 m en la parte central del dominio hasta 0.02 m en el área adyacente a los agitadores. La figura 19.a muestra el mallado en la zona del tabique que separa las zonas óxicas 3 y 4, se observa el orificio inferior que comunica ambas cámaras. En la figura 19.b se observa el detalle de la malla alrededor de los agitadores.

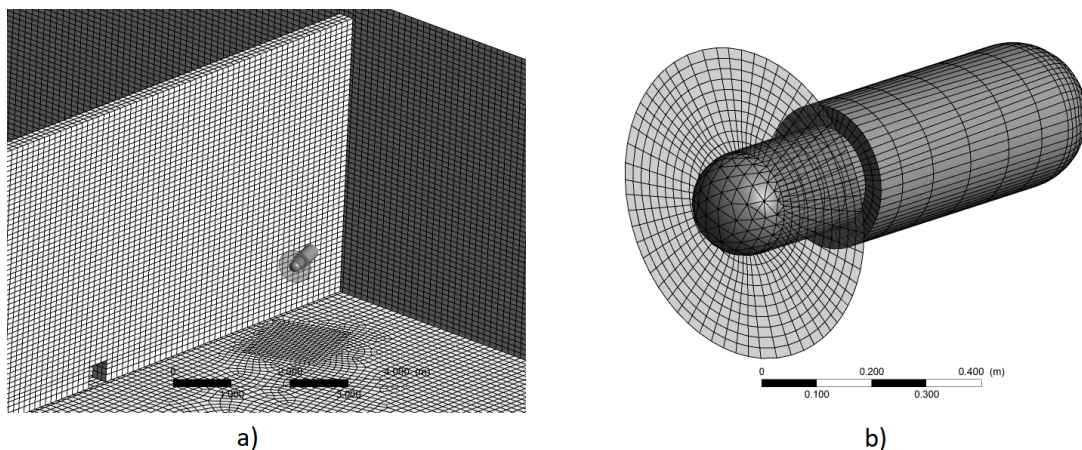


Figura 19. Mallado del reactor biológico de San Pedro del Pinatar. a) detalle de los elementos alrededor de un tabique; b) detalle del mallado sobre los agitadores.

Siguiendo el procedimiento propuesto por Roache (1997), se ha llevado a cabo una evaluación de la incertidumbre asociada al tamaño de elemento (*Grid Convergence Index*, GCI). Utilizando como variable clave el tiempo de residencia medio en el reactor, se han comparado los resultados proporcionados por las mallas A, B y C, con tamaños de elemento característico 164 mm, 134 mm y 104 mm, respectivamente. Los resultados muestran que, para la malla seleccionada (malla C), el GCI es del 0.6%.

### 3.2.2. Reactor biológico de la EDAR a remodelar

De similar manera que en el modelo del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar, el dominio numérico del reactor biológico de la EDAR a remodelar, sobre el que se harán los estudios fluidodinámico y biológico, incluye uno de los dos reactores paralelos de la EDAR. El dominio abarca las dos cámaras de tratamiento del reactor, incluyendo detalles tales como la tubería de entrada, el agitador de la zona anóxica, el tabique de separación de ambas cámaras, los difusores de aire y el vertedero de salida. La figura 20 muestra la geometría del modelo, siendo sus dimensiones las especificadas en la figura 8. Al igual que en el caso del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar, el agitador se ha modelizado como una superficie plana sobre la que se impone un salto de presión.

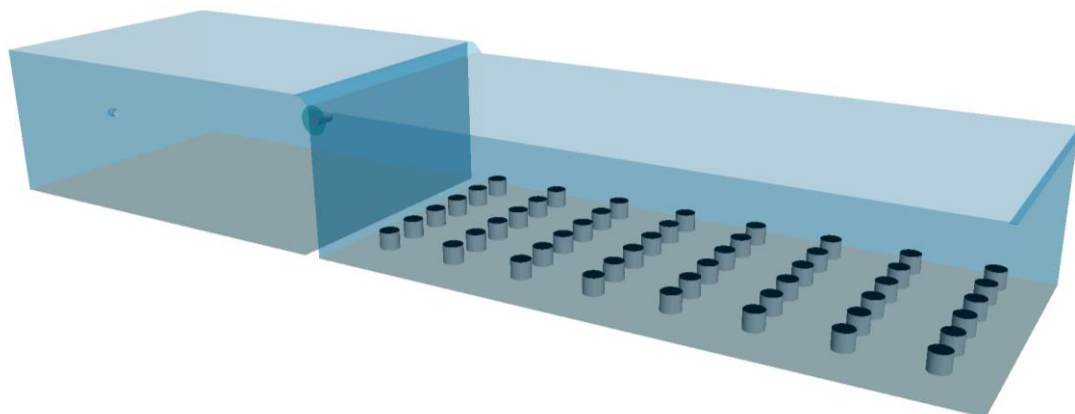


Figura 20. Geometría del reactor biológico de la EDAR a remodelar.

Con el fin de seleccionar un tamaño de elemento suficientemente pequeño para que no influya en los resultados de la simulación, pero sin que suponga un excesivo coste computacional, se ha realizado nuevamente un estudio de independencia de mallado, comparando los resultados proporcionados por las mallas A, B y C (1, 1.6 y 2.4 millones de elementos, respectivamente). Las mallas B y C proporcionan resultados similares, por lo que la malla C es la seleccionada para el estudio, pues no supone un excesivo coste computacional y asegura la precisión de los resultados. La malla se compone exclusivamente de elementos hexaédricos, que siguen un patrón estructurado en la mayor parte del dominio (ver figura 21). El tamaño de la malla es de 5 cm en la zona central del reactor, aunque llega a refinarse hasta 2 cm en las inmediaciones del agitador y los difusores de aire, donde se prevé que el gradiente espacial de los campos resultado sea mayor.

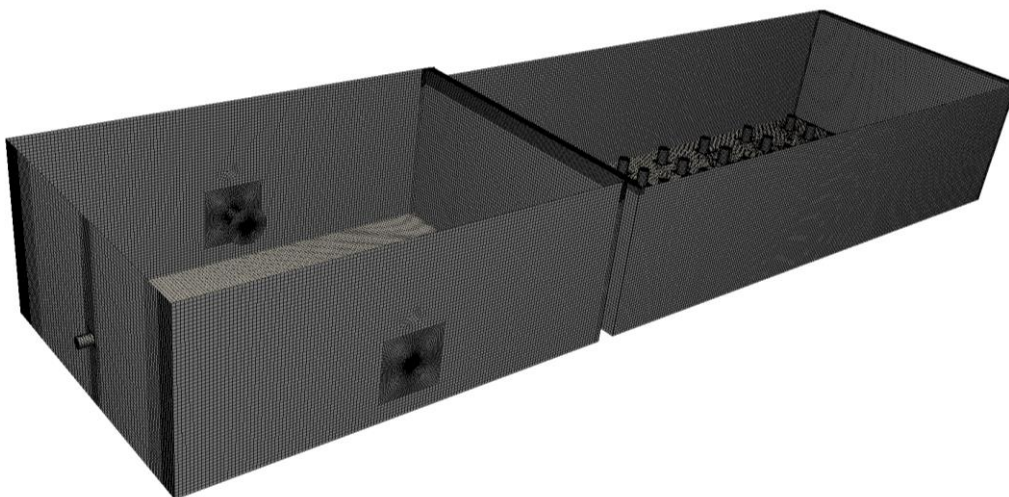


Figura 21. Mallado de la geometría del reactor biológico a remodelar.

Al igual que en el reactor biológico de San Pedro del Pinatar, se ha evaluado la incertidumbre asociada al tamaño de elemento mediante el método GCI. Los tamaños característicos de las mallas A, B y C son 60, 52 y 45 mm, respectivamente. La variable clave es nuevamente el tiempo de residencia medio en el reactor. Los resultados obtenidos muestran que, para la malla seleccionada para el estudio (malla C) el índice GCI es del 4.2%.

La figura 22 muestra los detalles del mallado del agitador (fig. 22.a) y los difusores (fig. 22.b). Se observa que los elementos hexaédricos siguen un patrón regular en la zona adyacente a estos elementos singulares, siendo de menor tamaño en las paredes de éstos.

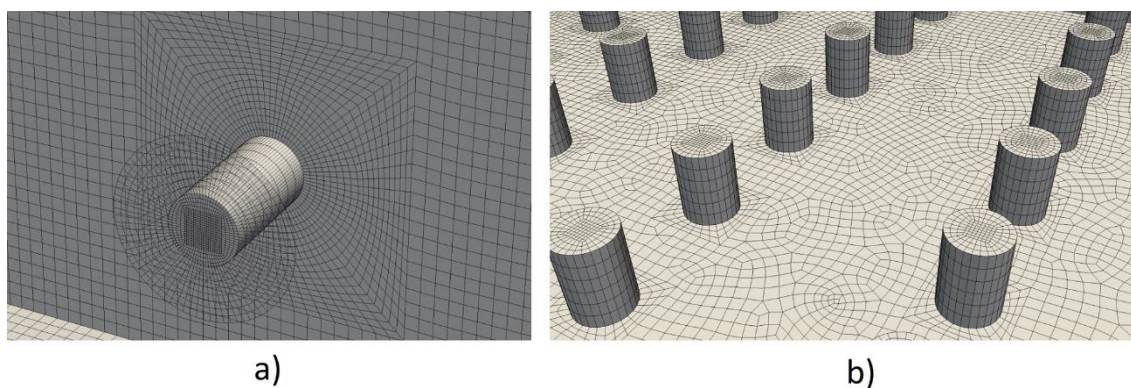


Figura 22. Detalle del mallado en la zona del agitador (a) y los difusores de aire (b).

Tanto en el vertedero que comunica las cámaras anóxica y óxica 1 del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar, como en el que se forma sobre el tabique que separa las cámaras anóxica y óxica de este reactor, se ha realizado un refinamiento con elementos no conformes (con nodos colgantes) en la zona de paso del agua sobre el vertedero (fig. 23). El objetivo de este refinamiento es capturar con mayor detalle el movimiento de la fina lámina de agua sobre el vertedero, pues el gradiente espacial esperado es considerablemente mayor que en el resto del dominio.



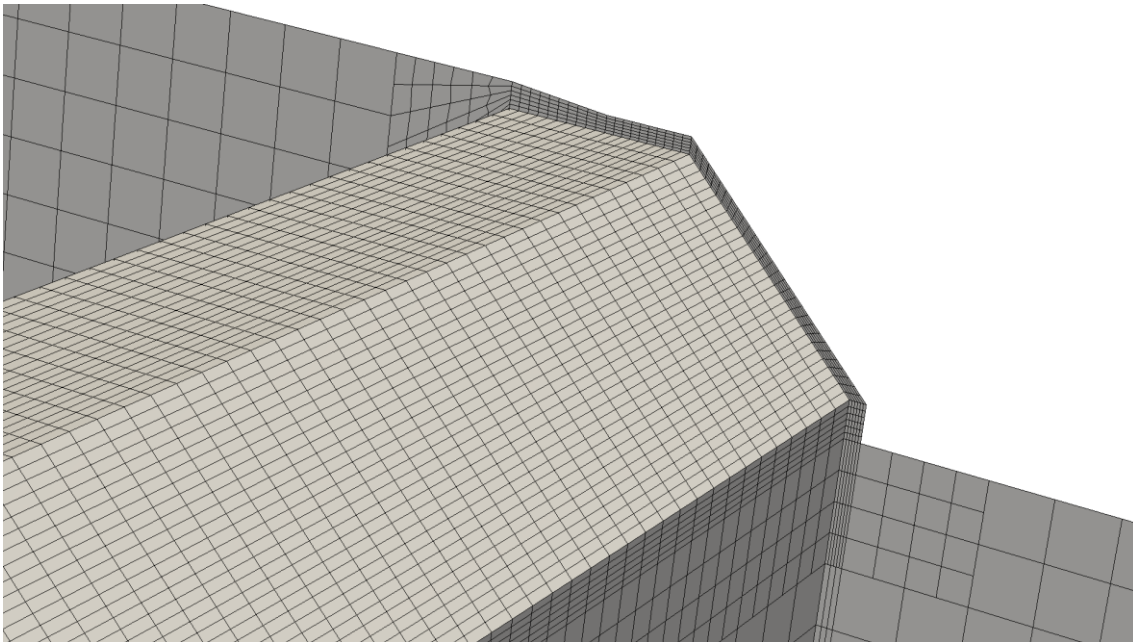


Figura 23. Detalle del refinamiento de la malla sobre el tabique que separa las zonas anóxica y óxica.

### 3.2.3. Canal UV de la EDAR de Los Alcázares

El dominio seleccionado para la simulación de la desinfección UV en el canal de la EDAR Los Alcázares incluye, además del canal UV, el canal previo al mismo (canal 2 en figura 11). A pesar de que la inclusión en el dominio del canal previo suponga un mayor esfuerzo computacional (por generar una malla mayor), es una medida necesaria, ya que, a priori, no se conocen las condiciones de contorno en la entrada del canal UV (tras la placa perforada) y no se puede afirmar que la distribución de velocidades en la misma sea uniforme. Sin embargo, en el canal previo, el agua entra por rebosamiento desde el canal anterior, generando una situación en donde se puede considerar velocidad de entrada uniforme. Teniendo en consideración lo anterior, tal y como muestra la figura 24, el agua entra al dominio por el lateral del canal previo, modelando así el efecto del escalón del vertedero previo.

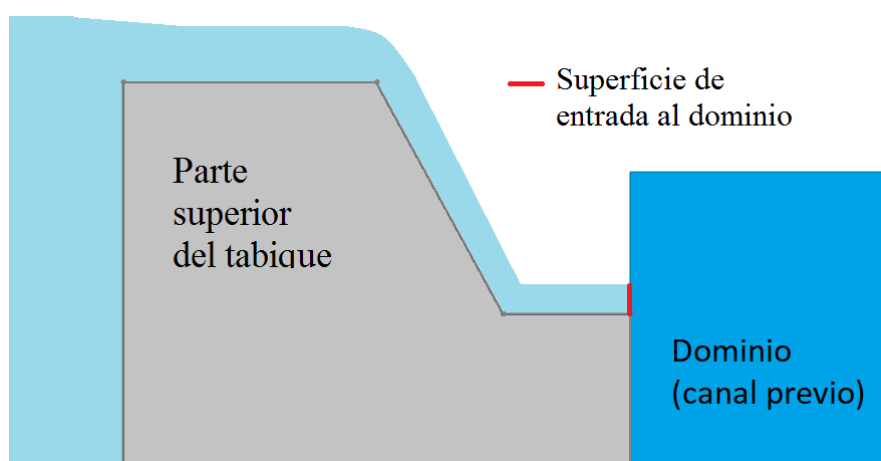


Figura 24. Detalle de la superficie de control de entrada al dominio del canal UV.

La geometría del dominio seleccionado tiene las dimensiones especificadas en la figura 13 e incluye los distintos elementos geométricos del canal tales como placa perforada, lámparas UV, soportes de módulo, cables y vertedero de salida. La figura 25.a muestra la vista global de la

geometría del problema, mientras que en la figura 25.b se pueden observar los detalles de la geometría del canal UV.

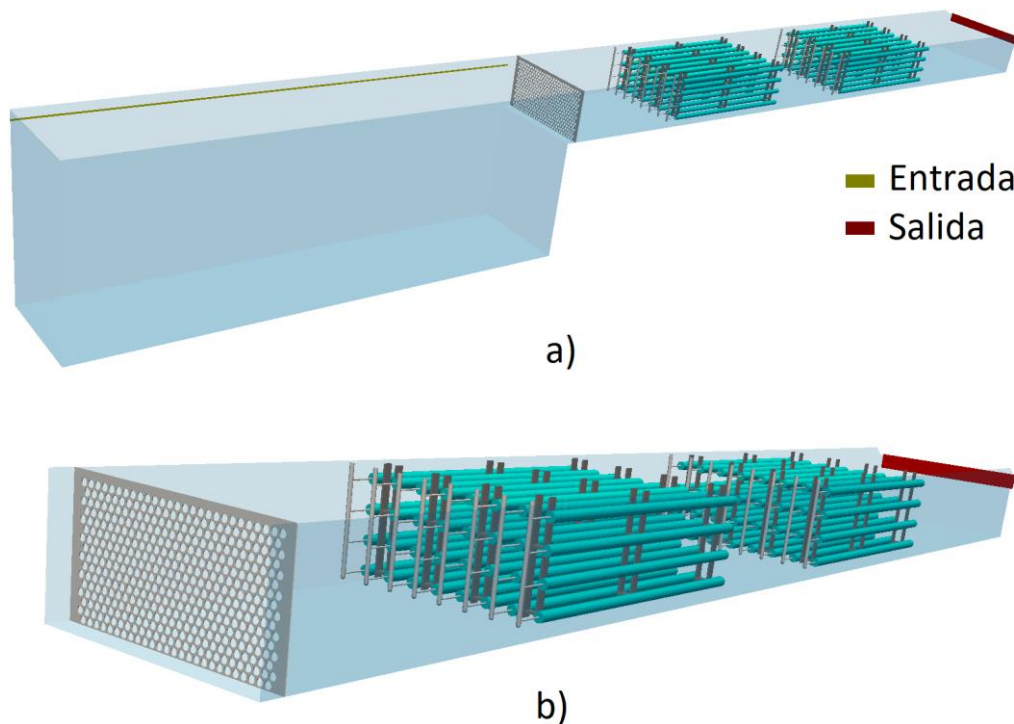


Figura 25. a) Vista general de la geometría del canal UV (incluyendo el canal previo); b) vista en detalle del canal UV, se observan los elementos incluidos en el modelo (placa perforada, lámparas, soportes y cables).

La altura del dominio se ha fijado en 520 mm respecto al fondo del canal UV, evitando así la simulación de los fenómenos de superficie libre, con el coste computacional e inexactitud en el cálculo que ello supone. Esta simplificación ha sido adoptada en base al sistema de control de caudal del canal que, dependiendo del caudal de agua trasegado, modifica la altura del vertedero de salida para mantener el nivel de la superficie libre en 520 mm.

Debido a la complejidad de mallado de la placa perforada, y con el fin de mantener la calidad de los elementos de la malla, el mallado de la geometría se ha realizado mediante tres mallas independientes, que luego han sido unidas mediante interfaces no conformes (Arbitrary Mesh Interfaces, AMI). La primera malla (hexaédrica estructurada) abarca el canal previo, la segunda (tetraédrica no estructurada) el entorno de la placa perforada y la tercera (mayormente hexaédrica) el interior del canal UV. Al igual que en los dos estudios anterior, se ha llevado a cabo un estudio de independencia de malla. Se han analizado los campos de velocidad proporcionados con tres mallas A (2.5 millones de elementos), B (3.9 millones de elementos) y C (5.3 millones de elementos). Las diferencias encontradas entre los resultados proporcionados por las mallas B y C son casi insignificantes, por lo que se ha tomado la malla C para el estudio, ya que no supone un coste computacional inabordable, siendo ligeramente más precisa que la malla B. El tamaño de elemento de la malla seleccionada es de 30 mm en el canal previo, entre 1 y 2 mm en la zona de la placa perforada y en torno a 15 mm en el canal UV, aunque llegando a refinarse hasta 5 mm en el entorno de las lámparas y sus soportes. La figura 26 muestra el mallado en torno a las lámparas y soportes del canal; se observa que, debido a la complejidad

de la geometría, se tienen algunas zonas tetraédricas, aunque la mayor parte del dominio sea estructurada.

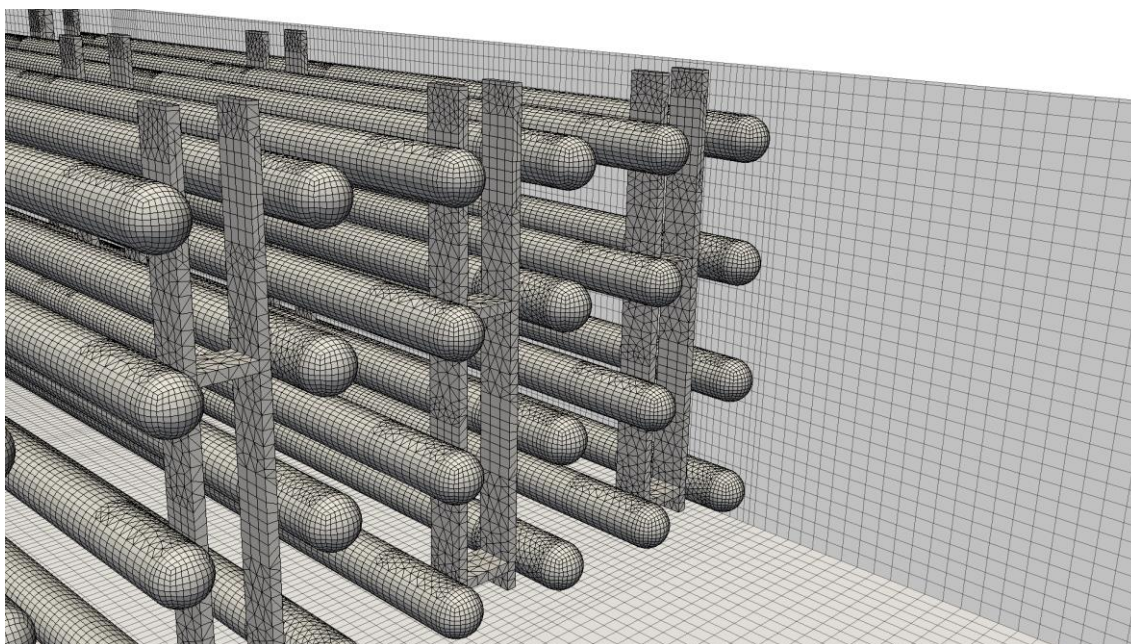


Figura 26. Mallado en el entorno de las lámparas UV y los soportes de modulo. Se observa que se trata de una malla híbrida, aunque con hexaedros en la mayor parte del dominio.

De manera similar a las dos instalaciones anteriores, se ha llevado a cabo un análisis GCI para estimar la incertidumbre asociada al tamaño de elemento, empleando las mallas usadas en el estudio de independencia de mallado y considerando la intensidad UV media en el canal como variable clave del análisis. Los tamaños característicos de las mallas A, B y C son 12.3 mm, 10.3 mm y 9.2 mm, respectivamente. Los resultados muestran que, para la malla seleccionada (malla C), el índice GCI es del 0.18%.

### 3.3. Procedimiento de simulación numérica

Una vez presentados los dominios y mallados de las tres instalaciones a analizar, se procede a explicar los procedimientos de simulación en cada uno de los modelos CFD desarrollados, identificando las ecuaciones a resolver en cada simulación y el orden de resolución. En esta sección también se incluye la definición de las condiciones de contorno de cada simulación, así como aspectos numéricos tales como los esquemas de discretización, tolerancias y software empleado. Al igual que en la anterior sección, esta sección se divide en tres sub-secciones, cada una correspondiente a cada uno de los estudios a llevar a cabo.

#### 3.3.1. Análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR

La simulación CFD del reactor biológico de la EDAR de San Pedro abarca la simulación fluidodinámica del mismo, empleando la herramienta RTD para la evaluación de su eficiencia fluidodinámica bajo distintas condiciones de caudal y aireación.

##### Procedimiento de simulación

Para cada uno de los distintos escenarios de funcionamiento del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar a estudiar (distintos caudales de agua, gastos de aire y modificaciones de

la geometría) se realizan dos tipos de simulaciones CFD: fluidodinámica y de distribución de tiempos de residencia (RTD).

- La simulación fluidodinámica engloba la resolución de las ecuaciones de Navier-Stokes (Ec. 3.14 y 3.15) con el modelo de turbulencia  $K-\epsilon$  (Ec. 3.21 y 3.22). Las nubes de burbujas generadas en los difusores son modeladas mediante la perspectiva de Lagrange (Ec. 3.28-3.32), considerando la dispersión turbulenta de las partículas y teniendo en cuenta su interacción con el agua (Ec. 3.33).
- Con el fin de investigar el método más adecuado, la simulación RTD es realizada mediante las dos técnicas posibles descritas en la sección 3.1.2: ecuación de transporte de un trazador pasivo (perspectiva de Euler, Ec. 3.38) y cálculo de trayectorias de partículas sin masa (perspectiva de Lagrange, Ec. 3.39) incluyendo la dispersión turbulenta de las partículas.

Las simulaciones CFD se realizan mediante la técnica de congelamiento (freezing technique): primero se realiza la simulación fluidodinámica, donde se obtienen los campos estacionarios de velocidad y turbulencia, que son empleados para analizar el flujo en el interior del reactor (comportamiento cualitativo, zonas de baja velocidad, etc.). La simulación RTD es realizada a partir de los campos obtenidos en la simulación fluidodinámica, que sirven de base para el transporte transitorio del trazador o las partículas sin masa. Los resultados de la simulación RTD son utilizados para evaluar el rendimiento fluidodinámico del reactor, en términos de caminos de bajo tiempo de residencia, volumen activo y dispersión. El esquema de la figura 27 muestra el procedimiento de simulación: el color azul corresponde a inputs del sistema, siendo los subrayados lo que se modifican en este estudio, el color rojo corresponde a ecuaciones a resolver, mientras que el color verde representa resultados alcanzados.

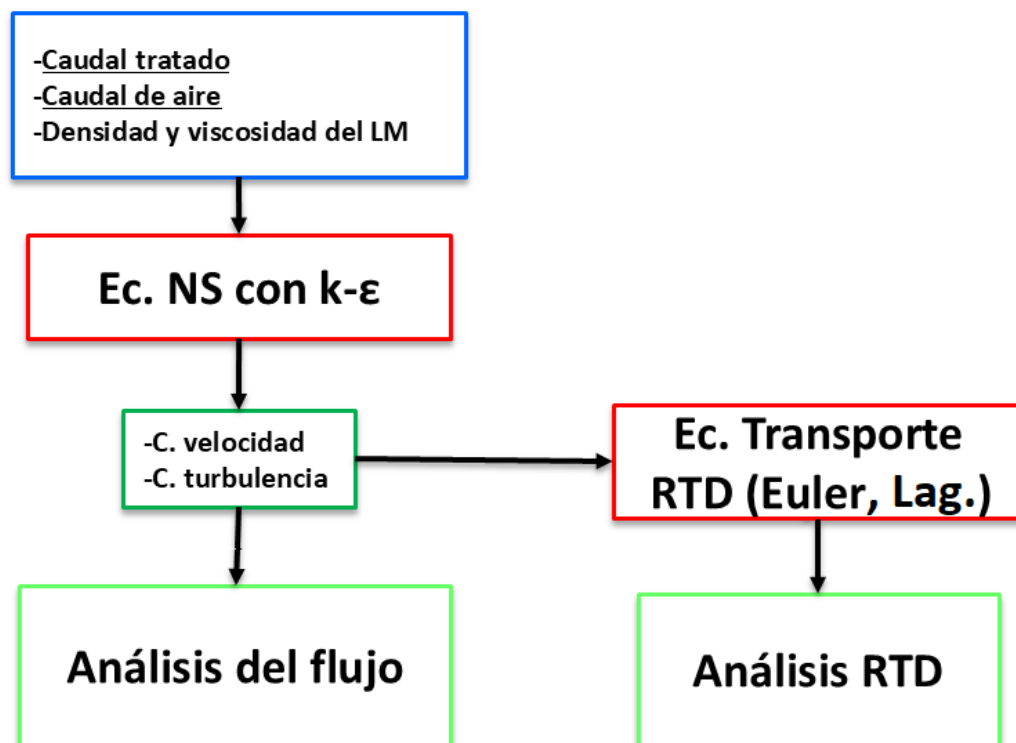


Figura 27. Procedimiento de simulación para cada uno de los escenarios analizados en el estudio “Análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR”.



### Condiciones de contorno y propiedades del fluido

Las condiciones de contorno de la simulación fluidodinámica son las siguientes:

- El licor de mezcla entra al dominio perpendicular a la superficie de entrada, con velocidad uniforme (calculada a partir del caudal total trasegado).
- En la superficie de salida del dominio se impone la condición de presión relativa nula.
- Las paredes laterales y el suelo son consideradas como paredes no deslizantes (velocidad del fluido nula).
- En la superficie superior del dominio, imitando el efecto de la superficie libre, se impone la condición de pared deslizante (velocidad normal a la superficie del fluido nula).
- Para la modelización de la aireación, tal y como se especificó en el apartado 3.2.1, la geometría del modelo no incluye el detalle de cada uno de los difusores de aire. Las partículas de aire son inyectadas uniformemente desde las superficies del fondo de las cámaras óxicas. El caudal de aire inyectado en cada una de las tres superficies depende del número de difusores que tenga. El diámetro de las burbujas es constante. Las partículas rebotan al impactar contra las paredes laterales o suelo del dominio, pero escapan del mismo al impactar con la pared superior o la salida.
- El modelo de los agitadores, descrito en la sección 3.2.1, además del salto de presión en la superficie plana que representa las hélices, incluye el efecto de torsión acimutal comunicado al fluido, que es calculado a partir de la teoría de Euler para turbomáquinas:

$$v_{u2} = \frac{\Delta p}{\rho \Omega r_c} \quad (3.49)$$

Siendo  $\Omega$  la velocidad de giro y  $r_c$  la coordenada radial.

Para la simulación RTD, las condiciones de contorno de la variable concentración de trazador  $c$  son las siguientes:

- En la entrada al dominio se fija una concentración de trazador  $c=0.1 \text{ mg/l}$  durante los primeros 10 segundos de ensayo; a partir de este instante la concentración a la entrada se mantiene nula. De esta manera, se consigue que la concentración de trazador en la salida del reactor se corresponda directamente con la curva RTD del sistema (curva E), que es definida como:

$$E(t) = \frac{Q \cdot c(t)}{M}, \quad (3.50)$$

siendo  $M=Q \cdot c_{in} \cdot t_{in}$ . Por lo que en este caso se cumple  $M=Q$  y  $E(t)=c(t)$ .

- En las superficies laterales del dominio se impone la condición de que el gradiente espacial normal a la superficie de la concentración sea nulo, imponiendo así la condición de transporte difusivo nulo que, junto a la de transporte convectivo nulo (impuesto en la simulación fluidodinámica) impide que el trazador abandone el reactor por cualquier superficie distinta a la de salida.

Las propiedades del licor de mezcla son  $\rho_{lm}=1050 \text{ kg/m}^3$  y  $\mu_{lm}=0.0045 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . La densidad del aire es fijada en  $\rho_a=1.2 \text{ kg/m}^3$ , siendo su viscosidad dinámica es  $\mu_a=1.8 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ .

### Software, acoplamiento, esquemas de discretización y tolerancias

Las simulaciones CFD son llevadas a cabo mediante el software de propósito general ANSYS-FLUENT (V14.0). El acoplamiento entre las ecuaciones de continuidad y cantidad de movimiento es resuelto mediante el algoritmo SIMPLE. La discretización espacial empleada para evaluar los términos convectivos de cada una de las variables involucradas en las ecuaciones es la “up-wind”

de segunda especie. La simulación se considera convergida cuando los residuales normalizados de velocidad y presión bajan por debajo de  $10^{-3}$  y los de energía cinética turbulenta y disipación viscosa bajan de  $10^{-5}$ .

### 3.3.2. Análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR

El objetivo de este estudio consiste en evaluar el coste energético necesario para cumplir los requerimientos del efluente (amonio por debajo de 1.5 mg/l) bajo distintas configuraciones de aireación. El procedimiento de simulación es similar al del estudio anterior, pero añadiendo la simulación biológica, implementando el controlador virtual en el modelo.

#### Procedimiento de simulación

Son tres los análisis, y por lo tanto tipo de simulaciones, llevados a cabo en este estudio: fluidodinámico, RTD y biológica. Nuevamente se emplea la técnica de congelamiento: en primer lugar se lleva a cabo la simulación fluidodinámica, que proporciona los campos de velocidad y turbulencia, empleados para el análisis del flujo en el reactor. Los campos de velocidad y turbulencia obtenidos son empleados, por un lado, para la simulación RTD; por otro lado para la simulación biológica, que proporciona la evolución temporal de los distintos componentes del agua y sobre todo, el tiempo que la aireación está activada.

- La simulación fluidodinámica se lleva a cabo resolviendo las ecuaciones de Navier-Stokes para flujo bifásico, empleando la aproximación Euler-Euler (Ec. 3.24-3.27). El problema de cierre se resuelve mediante el modelo de turbulencia  $K-\epsilon$  (Ec. 3.21 y 3.22). Por cada escenario analizado se realizarán dos simulaciones fluidodinámicas: con aireación activada y con aireación desactivada.
- La simulación RTD es llevada a cabo mediante la resolución de la ecuación de transporte de un trazador pasivo (perspectiva de Euler, Ec. 3.38). Se realizarán dos simulaciones RTD por cada caso analizado: con y sin aireación, empleando los campos de velocidad y turbulencia con y sin aireación obtenidos en la simulación fluidodinámica.
- La simulación biológica se lleva a cabo mediante la resolución de las ecuaciones presentadas en la sección 3.1.3, utilizando como campos base para el transporte de componentes (Ec. 3.40) los de velocidad y viscosidad turbulenta proporcionados por la simulación fluidodinámica (con y sin aireación).

Tal y como se ha descrito en el capítulo 2, el reactor ha de funcionar con régimen de aireación intermitente; para tener en cuenta esto en el modelo CFD, se ha programado un “controlador virtual” que apaga o enciende la aireación en base a las consignas de funcionamiento.

La diferencia, en términos de simulación CFD, entre aireación apagada y encendida reside en los campos de velocidad, turbulencia y fracción de aire empleados en la ecuación de transporte de los componentes: en el caso de aireación encendida, se emplean los campos de velocidad, viscosidad turbulenta y fracción volumétrica de aire proporcionado por la simulación fluidodinámica bajo condiciones de aireación; en el caso de estar el sistema de aireación desactivo, se emplean los campos de velocidad y turbulencia proporcionados por la simulación fluidodinámica sin aireación, mientras que el campo de fracción de aire es fijado en cero.

Este procedimiento de simulación capacita la reproducción de la evolución temporal de la concentración de los componentes biológicos en el reactor (única posible en reactores con sistema de aireación intermitente), sin un excesivo coste computacional, ya que no es necesario

una simulación fluidodinámica transitoria, asumiendo que el reactor solo puede tener dos estados fluidodinámicos posibles, ambos estacionarios.

Sin embargo, durante el proceso real, hay dos lapsos de tiempo (por ciclo) en donde la fluidodinámica del sistema no se corresponde con ninguno de los dos estados considerados: al encender la aireación y al apagar la aireación. En el momento de activar o desactivar la aireación, se produce durante un cierto intervalo de tiempo, la transición del estado “no aire” al estado “aire” y viceversa. La duración de este intervalo de transición se puede aproximar al intervalo de tiempo que la nube de burbujas tarda en llegar desde el difusor a la superficie libre. La propia simulación CFD muestra que el tiempo de residencia de las burbujas es menor de 10 s, periodo despreciable respecto a la duración total del ciclo 720 s, luego la hipótesis de fluidodinámica estacionaria durante el ciclo puede tomarse.

Tal y como se ha adelantado anteriormente, el “controlador virtual”, en base a las consignas marcadas, activa o desactiva la aireación (cambia los campos fluidodinámicos) en la simulación biológica transitoria. Las consignas de funcionamiento son:

- Duración total del ciclo de aireación (ON+OFF) de 720 s.
- Valor promedio de  $S_{NH}$  en el efluente de 1.4 mg/l.

Si al final de un ciclo, el valor de la concentración media de  $S_{NH}$  ha sido mayor de 1.4 mg/l, el controlador alarga la duración del sub-ciclo ON, y viceversa. La simulación se considera convergida cuando alcanza un estado pseudo-estacionario: la evolución temporal de las concentraciones en un ciclo son idénticas que las del ciclo anterior. La figura 28 muestra el esquema de las simulaciones llevadas a cabo para cada uno de los escenarios analizados, se observa que el resultado de interés del modelo es el tiempo que la aireación necesita estar activada para cumplir las consignas del controlador.

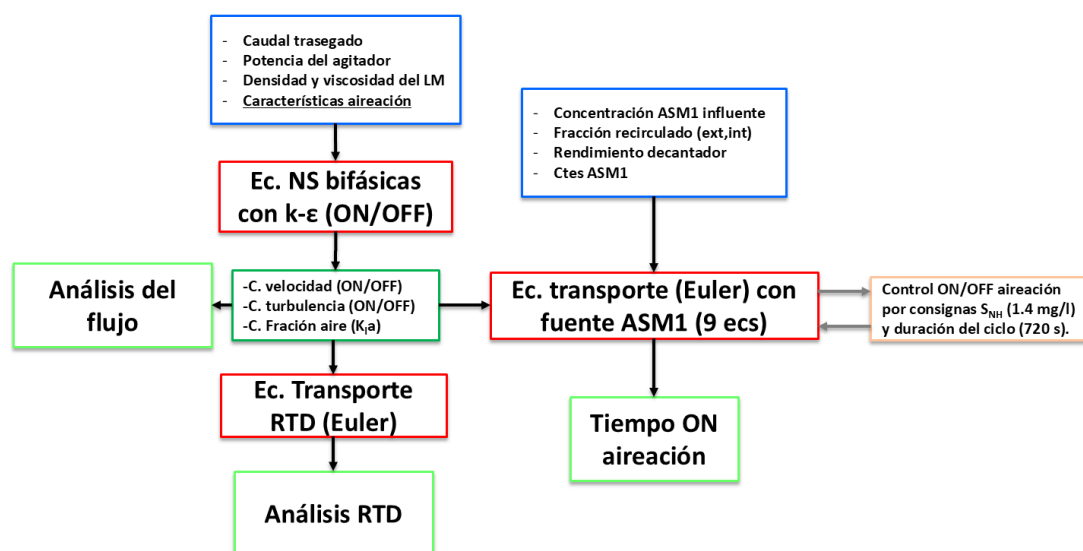


Figura 28. Procedimiento de simulación para cada uno de los escenarios analizados en el estudio “Análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR”.

### Condiciones de contorno y propiedades del fluido

Las condiciones de contorno de la simulación fluidodinámica son las siguientes:

- Pared no deslizante para el suelo y las paredes laterales del reactor, tanto para la fase agua como para la fase aire.
- La superficie superior es tomada como pared deslizante para la fase agua, pero permitiendo el paso de la fase gaseosa, imitando así el efecto de la superficie libre.
- El licor de mezcla entra al dominio con velocidad uniforme a través de la superficie de entrada, normal a ésta. Conviene recordar que la velocidad es calculada a partir del caudal total trasegado (suma de influente, recirculado interno y recirculado externo sin purgas).
- A diferencia de la geometría del modelo del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar, la geometría de este modelo incluye el detalle de cada uno de los difusores de aire. La superficie de los difusores de aire (membranas) son tomadas como pared no deslizante para la fase líquida, pero como superficie de entrada de la fase aire (con velocidad normal al difusor).
- En la salida del dominio se fija la presión igual a la ambiente.
- El salto de presión fijado en la superficie que modela las hélices del agitador se obtiene dividiendo el empuje generado entre el área barrida por las hélices, ambos datos facilitados por el fabricante.

Para las simulaciones RTD y biológica, las condiciones de contorno son las siguientes:

- En las paredes laterales, suelo y pared superior del dominio se fija que el gradiente espacial normal a la superficie, para cada uno de los componentes, sea nulo. De esta manera se impide el transporte por difusión a través de las paredes, en donde, debido a las condiciones de contorno de la simulación fluidodinámica, tampoco hay transporte por convección.
- La concentración de trazador inerte en la entrada es de 0.1 mg/l, siendo el tiempo de inyección de 10 s, consiguiendo así que la concentración de trazador a la salida corresponda directamente al valor de la curva  $E$  del sistema.
- La concentración de cada uno de los componentes biológicos en la superficie de entrada al dominio no es fija, sino que depende de las concentraciones en el efluente, ratios de recirculación y rendimiento del decantador. Para los compuestos particulados se emplea la ecuación 3.44, mientras que para los solubles se realiza la suma ponderada con los caudales de influente, recirculación interna y recirculación externa.

Las dos fases involucradas en la simulación son consideradas incomprensibles. La densidad del agua es tomada como  $\rho_w=998 \text{ kg/m}^3$ , mientras que su viscosidad dinámica es  $\mu_w=0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . La densidad del aire es fijada en  $\rho_a=1.2 \text{ kg/m}^3$ , siendo su viscosidad dinámica es  $\mu_a=1.8\cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . Para el cálculo de la fuerza de arrastre, el aire es tomado como fase dispersa, con tamaño de burbuja constante.

### Software, acoplamiento, esquemas de discretización y tolerancias

El modelo CFD ha sido desarrollado mediante el software OpenFOAM V4.1 (Weller *et al.* 1998). Para la simulación fluidodinámica se han empleado las librerías *simpleFoam* (para el caso sin aire) y *twoPhaseEulerFoam* (para el caso con aire). El solver *simpleFoam* emplea el algoritmo SIMPLE para resolver el acoplamiento entre las ecuaciones de continuidad y cantidad de movimiento, mientras que el algoritmo PIMPLE (Holzmann 2017), híbrido de SIMPLE y PISO, es empleado en la simulación fluidodinámica con aireación. Como este algoritmo es intrínsecamente transitorio, la simulación se considera convergida cuando el promedio del flujo

deja de variar con el tiempo. Tanto la simulación RTD como la biológica se han realizado con librerías propias desarrolladas a partir del solver *scalarTransporFoam*. En el caso de la simulación biológica, la librería resuelve secuencialmente la ecuación de transporte de cada componente ASM1, evaluando, de manera explícita, los términos fuente.

La discretización espacial de las variables fluidodinámicas (velocidad, presión y turbulencia) se ha realizado mediante el esquema up-wind de segundo orden, mientras que para la concentración de trazador y de componentes biológicas se ha empleado el esquema de diferencias centrales (segundo orden). Para la simulación fluidodinámica, se ha establecido como criterio de convergencia que el valor de los residuales normalizados de las variables estén por debajo de  $10^{-4}$ . Dada la naturaleza intrínsecamente transitoria del algoritmo PIMPLE, la simulación bifásica se considera convergida cuando el promedio temporal del flujo deja de variar con el tiempo, siendo el paso de tiempo variable con la condición de que en número de Courant (Co) máximo del paso de tiempo sea 1, ya que el esquema de discretización temporal es implícito de segundo orden).

Para las simulaciones RTD y ASM1, el criterio de convergencia establecido es residual normalizado de cada componente por debajo de  $10^{-5}$ , con un paso de tiempo de 0.5 s. Como se ha mencionado anteriormente, la simulación biológica es corrida hasta alcanzar un estado pseudo-estacionario; hasta que la evolución temporal de las variables durante un ciclo sea igual que la del ciclo anterior.

### 3.3.3. Análisis de la desinfección en el canal UV de una EDAR

El objetivo de este estudio se centra en calcular la inactivación de la bacteria *E. coli*, para distintas condiciones de caudal, transmitancia y potencia de lámparas, lo que requiere la simulación de la fluidodinámica y campo de intensidad UV en el canal, para cada uno de los escenarios analizados.

#### Procedimiento de simulación

El análisis de la desinfección mediante CFD requiere de dos simulaciones independientes: fluidodinámica y radiativa. La primera proporciona los campos de velocidad y turbulencia, mientras que de la segunda se obtiene el campo de intensidad UV. Combinando los tres campos anteriores, es posible obtener la distribución de dosis UV en el canal. A partir de ésta, y utilizando la curva de inactivación frente a dosis UV del microorganismo objetivo, se calcula su inactivación global. Con todo lo anterior, las fases involucradas en este estudio son las siguientes:

- La simulación fluidodinámica engloba la resolución de las ecuaciones de Navier-Stokes, en su versión estacionaria para una sola fase incompresible (Ec. 3.14 y 3.15), utilizando para resolver el problema de cierre el modelo de turbulencia  $K-\varepsilon$  (Ec. 3.21 y 3.22). A partir de esta simulación se obtienen, entre otros, los campos de velocidad y viscosidad turbulenta.
- Para la simulación radiativa se resuelve la ecuación de transporte radiativo (Radiative Transport Equation, RTE, Ec. 3.45) que, tras integrar la fluencia a lo largo del ángulo sólido completo, proporciona el campo de intensidad UV.
- La distribución de dosis UV es calculada empleando los campos de velocidad, viscosidad turbulenta e intensidad UV, el cálculo de las trayectorias de las partículas fluidas se realiza mediante la ecuación de transporte lagrangiano para partículas sin masa (Ec. 3.39), incluyendo los efectos de la dispersión turbulenta. La dosis UV acumulada por cada partícula fluida es calculada mediante la adición del término fuente de intensidad UV en el cálculo de

la trayectoria (Ec. 3.47). Mediante el análisis estadístico de la dosis UV recibida por cada partícula, se obtiene el histograma de dosis UV del caudal tratado.

- La inactivación logarítmica de los organismos a analizar (principalmente la bacteria E. Coli) se obtiene aplicando la curva de inactivación frente a dosis del microorganismo (fig. 16) a cada partícula. A partir de la inactivación logarítmica y de la concentración del microorganismo en el afluente, se obtiene su concentración en el efluente (Ec. 3.21), chequeando si está por debajo del mínimo estipulado por la normativa.

La figura 29 muestra la secuencia de simulación del estudio, se aprecia que el caudal tratado es una entrada de la simulación fluidodinámica, mientras que la potencia de las lámparas y la transmitancia del agua son entradas de la simulación radiativa.

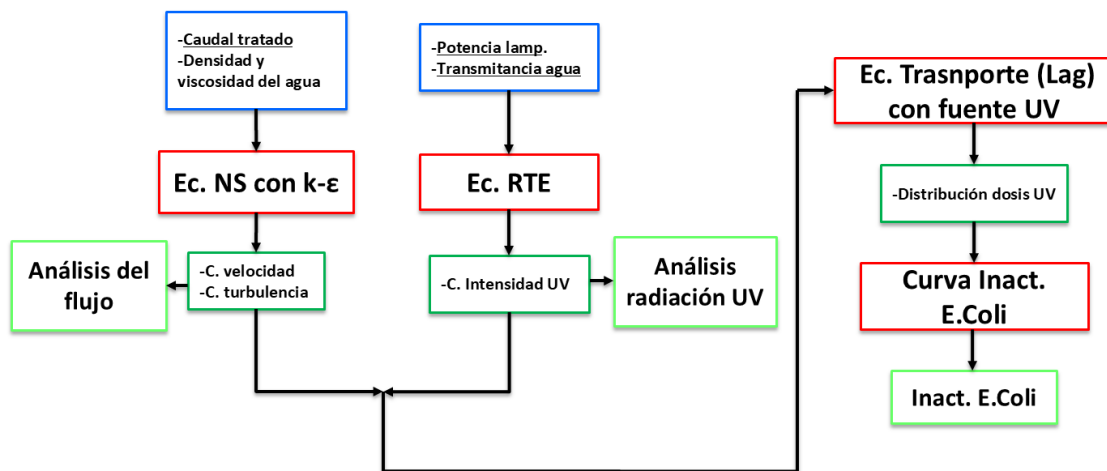


Figura 29. Procedimiento de simulación para cada uno de los escenarios analizados en el estudio “Análisis de la desinfección en el canal UV de una EDAR”.

### Condiciones de contorno y propiedades del fluido

Para la simulación fluidodinámica se emplean las siguientes condiciones de contorno:

- En el fondo y las paredes laterales se impone la condición de pared no deslizante.
- En la superficie superior del canal, imitando el efecto de la superficie libre, se fija la condición de pared deslizante.
- La altura de la superficie de entrada al dominio (ver fig. 24) depende del caudal trasegado, ya que la entrada al dominio modela el efecto de la lámina de agua entrante desde el vertedero que lo conecta con el canal previo, gobernado por los fenómenos de superficie libre. Para determinar la altura de la lámina de agua entrante en cada una de las condiciones de caudal, se ha desarrollado un modelo bidimensional, consistente en dos regiones separadas por un tabique con las dimensiones del tabique real; en la primera región se fija el caudal 2D de agua entrante ( $q=Q/L$ ), mientras que en la segunda se fija la altura de la superficie libre (95 mm por encima del escalón, provocado por el vertedero de salida del canal). El ancho de las dos regiones no corresponde con el ancho de las balsas, pues no se quiere simular en flujo en las balsas, sino sobre el tabique y con el menor coste computacional posible. La simulación bifásica se resuelve mediante el modelo VOF (Volume Of Fluid) y proporciona la posición de la superficie libre sobre la zona del vertedero (ver fig. 30), proporcionando así la altura de la superficie libre en la entrada del dominio. Una vez que se ha fijado la altura de la superficie de entrada, se fija la condición de velocidad uniforme y perpendicular a la superficie, dividiendo el caudal entre el área de entrada.

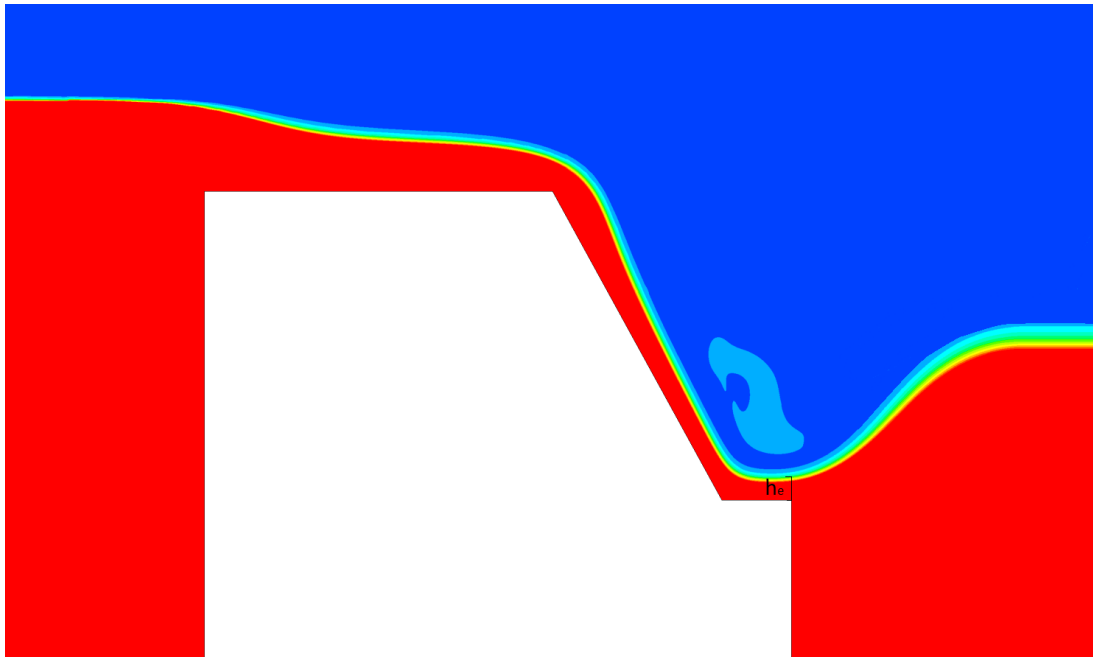


Figura 30. Simulación 2D considerando los efectos de la superficie libre para el cálculo de la altura de la superficie de entrada ( $h_e$ ) en función del caudal.

- La presión en la superficie de salida del dominio es fijada en igual a la ambiente. La altura del vertedero sobre el suelo depende del caudal, ya que se desplaza para mantener el nivel de la superficie libre en 0.52 m.

$$Q = C_D \frac{2}{3} L \sqrt{2gh^3}. \quad (3.51)$$

- Conviene destacar que la metodología empleada para el desarrollo del mallado (aglomerando tres mallas independientes), requiere la especificación del tratamiento de las superficies frontera entre las tres mallas. En este caso, para todas las variables involucradas en la simulación, se define la condición AMI (Arbitrary Mesh Interface) en las superficies frontera. Esta condición trata de establecer que los valores de las variables a ambos lados de la frontera sean iguales, aunque emplea herramientas de interpolación, pues las posiciones de los nodos de una superficie no coinciden con los de la superpuesta.

Las condiciones de contorno de la simulación radiativa son las siguientes:

- Las paredes laterales, suelo y superficie superior del dominio, así como los elementos geométricos del mismo (placa perforada, cables y soportes de módulo) se han como superficies no reflectoras, absorben toda radiancia que les llega.
- La intensidad UV en la funda de las lámparas se fija a un valor constante, calculado al dividir la potencia UV entre la superficie de la lámpara. Conviene recordar que la potencia UV se calcula como la multiplicación de la potencia eléctrica de la lámpara por el rendimiento UV.

Las condiciones del transporte de partículas lagrangianas, empleado para el cálculo de la distribución de dosis UV son las siguientes:

- Se liberan un total de 20480 partículas desde la superficie “interface” localizada 100 mm detrás de la placa perforada. Esta superficie, perpendicular al canal, tiene una malla rectangular regular de 2048 elementos, por lo que se liberan 10 partículas por celda. Las partículas son liberadas con una velocidad inicial correspondiente a la velocidad del fluido en cada uno de los elementos donde son liberadas. Esta velocidad, además, es posteriormente empleada para calcular la fracción de caudal (relativo al total) que representa cada partícula.

La fracción de caudal que representa es empleada como factor de ponderación al calcular la dosis media y la inactivación global en el canal.

En una aproximación más sencilla, se podrían haber liberado las partículas en la superficie de entrada al canal, lo que evitaría el cálculo de la fracción de caudal representada por cada partícula, pues todas representarían la misma fracción. Sin embargo, en flujos con difusión, el transporte CFD de partículas con difusión turbulenta tiende a la acumulación de partículas en zonas de baja turbulencia (REF), resultando en un transporte irreal de partículas. En la zona final del dominio (zona del canal UV), en donde las partículas son liberadas, el flujo es poco difusivo, similar al flujo pistón, luego se evita la acumulación de las partículas en zonas de baja dosis.

El fluido considerado en la simulación es agua (sin fango). La densidad del agua es tomada como  $\rho=998 \text{ kg/m}^3$ , mientras que su viscosidad dinámica es  $\mu=0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . La transmitancia del agua se considera constante en cada una de las simulaciones, y es empleada para calcular su absorbancia por medio de la ley de Lambert-Beer (Ec. 3.46). El coeficiente de dispersión es tomado como nulo, ya que la instalación cuenta con filtros previos para evitar la entrada de partículas de tamaño considerable en el canal. Aun así, los efectos de las pequeñas partículas presentes en el agua residual sobre la desinfección son tenidos en cuenta en la curva de inactivación frente a dosis (ver sección 3.1.4).

#### **Software, acoplamiento, esquemas de discretización y tolerancias**

Las simulaciones CFD son llevadas a cabo mediante el software OpenFOAM V5.0. La librería *simpleFoam*, que emplea el algoritmo SIMPLE, es la seleccionada para realizar la simulación fluidodinámica. La resolución de la ecuación de radiación (RTE) es realizada una librería propia, que aprovecha las librerías de transporte radiativo del software, concretamente la librería fvDOM (Finite Volume Discrete Ordinates Method). El transporte de partículas lagrangianas, empleado para el cálculo de la distribución de dosis UV, es realizado mediante la modificación de la clase “kinematicParcel”, añadiéndole el término fuente de intensidad UV y la generación de un registro con las variables de las partículas (ID, tiempo, dosis UV) en el momento en que abandonan el canal UV. La aplicación de la curva de inactivación frente a dosis a cada una de las partículas es realizada mediante un código propio implementado en el programa octave.

El esquema de discretización espacial empleado para las variables de la simulación fluidodinámica es el up-wind de segundo orden. El criterio de convergencia establecido para las variables fluidodinámicas es residual normalizado menor de  $10^{-3}$ . La ecuación de transporte radiativo se resuelve mediante el método de las ordenadas discretas: se toman 288 direcciones de propagación, cada una abarca un ángulo sólido de  $4\pi/288 \text{ sr}$ , cubriendo así todas las direcciones posibles del estado. El método en realidad resuelve la ecuación de conservación de la radiancia para cada una de las 288 direcciones consideradas, calculando, a posteriori, la intensidad UV como la integral de las fluencias (discretizadas) a lo largo del ángulo sólido completo  $\Omega=4\pi$ . Para cada una de las direcciones, la ecuación se considera convergida cuando el residual normalizado es menor de  $10^{-8}$ .



## 4. Análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR

A continuación se presentan los resultados alcanzados en el análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR. Tal y como se comentó en el capítulo 2, el estudio se centra en la modelización CFD del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar (Murcia). Los objetivos principales de este estudio son el análisis de los fenómenos fluidodinámicos en el interior de reactores biológicos multizona, la evaluación de su funcionamiento fluidodinámico, la detección de ineficiencias en su funcionamiento y la propuesta y evaluación de modificaciones destinadas a mejorar su funcionamiento. De manera secundaria, se investigan otros aspectos sobre las herramientas de análisis RTD, concretamente técnicas para aislar la curva RTD del reactor de la curva RTD del sistema completo (reactor con recirculación de trazador) y la técnica numérica más adecuada para la simulación CFD del ensayo RTD.

En cuanto a la evaluación del funcionamiento fluidodinámico del reactor biológico, el análisis llevado a cabo en esta investigación se centra en dos criterios, que más adelante serán explicados en detalle: volumen de líquido con baja velocidad (susceptible de sedimentación del fango) e indicadores RTD (volumen activo, dispersión de tiempos de contacto, porcentaje de caudal con bajo tiempo de residencia).

Como se indicó en el capítulo 2, debido al carácter estacional de la población de San Pedro del Pinatar, se tienen dos condiciones de caudal de funcionamiento: verano ( $40000 \text{ m}^3/\text{d}$ ) e invierno ( $26000 \text{ m}^3/\text{d}$ ). Por otro lado, al trabajar bajo condiciones de aireación intermitente, se tienen dos condiciones de aireación: encendida y apagada. Combinando los regímenes anteriores, se tienen cuatro condiciones de funcionamiento distintas: verano con aireación, verano sin aireación, invierno con aireación e invierno sin aireación. El estudio llevado a cabo contempla las cuatro diferentes condiciones de operación, aprovechando los resultados para analizar la influencia del caudal trasgado y la aireación en el funcionamiento fluidodinámico del reactor biológico.

La presentación de los resultados del análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR se estructura en cuatro secciones. En primer lugar (sección 4.1) se analiza el comportamiento del flujo en el reactor (descripción del campo de velocidades), bajo las 4 condiciones de funcionamiento analizadas. A continuación se realiza el estudio cuantitativo del campo de velocidad, en donde se detecta y cuantifica el volumen de fluido con baja velocidad. En la sección 4.2 *Evaluación de las herramientas RTD en el análisis de reactores biológicos* se abordan algunos aspectos previos necesarios para el correcto análisis RTD del reactor biológico. En primer lugar se presenta el experimento de seguidor de trazador llevado a cabo, a continuación se analizan los resultados del experimento, desarrollando modelos analíticos para solventar la reaparición del trazador (por la recirculación). Por último, se compara la curva RTD experimental con la obtenida mediante las dos técnicas CFD encontradas en la bibliografía, analizando las limitaciones y puntos fuertes de cada técnica y seleccionando la más adecuada para este tipo de reactores biológicos. Una vez seleccionada la técnica numérica más adecuada, en la sección 4.3

se lleva a cabo el análisis RTD del reactor, analizando los resultados obtenidos para las cuatro condiciones de funcionamiento que se tienen. En la sección 4.4 se proponen tres modificaciones a la geometría original del reactor, destinadas a corregir las ineficiencias detectadas previamente. Nuevamente se realizan simulaciones CFD del reactor modificado y se analizan las mejoras producidas en el funcionamiento del reactor.

## 4.1. Análisis del flujo en el interior del reactor.

### Campos de velocidad

En esta sección se presentan los campos de velocidad en el interior del reactor biológico para las cuatro condiciones de funcionamiento analizadas. Conviene recordar que el caudal trasgado por el reactor bajo condiciones de invierno es  $Q_{inv}= 26000 \text{ m}^3/\text{d}$ , mientras que bajo condiciones de verano es  $Q_{ver}= 40000 \text{ m}^3/\text{d}$ . Bajo condiciones de aireación, el caudal de aire por difusor es  $Q_{air}=3.5 \text{ m}^3/\text{h}$ , el caudal total de aire introducido mediante los difusores de las zonas óxicas 1, 2 y 3 son  $2156 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $1400 \text{ m}^3/\text{h}$  y  $1050 \text{ m}^3/\text{h}$ , respectivamente. Bajo condiciones de no aireación los difusores permanecen inactivos.

En primer lugar, se realiza el estudio cualitativo del flujo, destinado a analizar el comportamiento del flujo en el interior del reactor, destacando la influencia del caudal tratado y la aireación en el campo de velocidades. A continuación se analiza cuantitativamente el campo de velocidades, identificando la localización y porcentaje de volumen con baja velocidad bajo cada condición de funcionamiento.

#### Estudio cualitativo del campo de velocidades

El campo de velocidad en el interior de un reactor biológico viene determinado por varios factores, principalmente la geometría y las condiciones de operación. Respecto a las condiciones de operación del reactor analizado, este tiene tres fuentes externas de cantidad de movimiento que determinarán, en gran parte, el comportamiento del flujo en el interior del mismo:

- Entrada licor de mezcla: la primera fuente de cantidad de movimiento destacable se produce en la entrada al reactor; el licor de mezcla entra con una determinada cantidad de movimiento que determinará el alcance del chorro entrante. La magnitud de esta fuente de cantidad de movimiento dependerá del caudal trasgado en el reactor.
- Empuje de los agitadores: en cada una de las cuatro zonas del reactor, se tienen dos agitadores, localizados en esquinas opuestas, enfrentados pero no alineados. Los agitadores comunican cantidad de movimiento al licor de mezcla, provocando su movimiento.
- Aireación: las burbujas de aire introducidas en el reactor por medio de los difusores provocan un empuje ascendente sobre el fluido, induciendo su movimiento. Bajo condiciones de no aeración no se tiene el efecto de esta fuente de cantidad de movimiento.

Bajo condiciones de no aireación, se observa un comportamiento similar en las cuatro zonas del reactor, tanto en condiciones de invierno como de verano. Cada zona tiene dos agitadores que, aunque paralelos entre sí, no se encuentran en el mismo plano vertical ni horizontal (uno está a 1.5 m y el otro a 3.5 m), debido a esta excentricidad, los chorros de ambos agitadores forman un vórtice en el centro de la zona. Desde el punto de vista del tratamiento de aguas, los vórtices aumentan el nivel de mezclado por difusión, lo que genera mayor dispersión en los tiempos de contacto, pero homogeniza la concentración de componentes del licor de mezcla. La figura 31 muestra el contorno de velocidad en el plano  $z=1.5 \text{ m}$  (altura de los agitadores inferiores) para

el caso con caudal de invierno sin aireación, destacan claramente los chorros generados por los agitadores, con velocidades considerablemente superiores a las que se tienen en el resto del dominio y con un alcance de casi tres cuartos del ancho de la zona. La figura 32 muestra los vectores velocidad en el plano horizontal intermedio del reactor ( $z=2.5$  m) para el caso con caudal de verano. Se observa la formación de los vórtices centrales anteriormente comentados en cada una de las cuatro zonas del reactor. También se aprecia la formación de recirculaciones, aunque de menor velocidad que el vórtice, en las esquinas donde no hay agitadores.

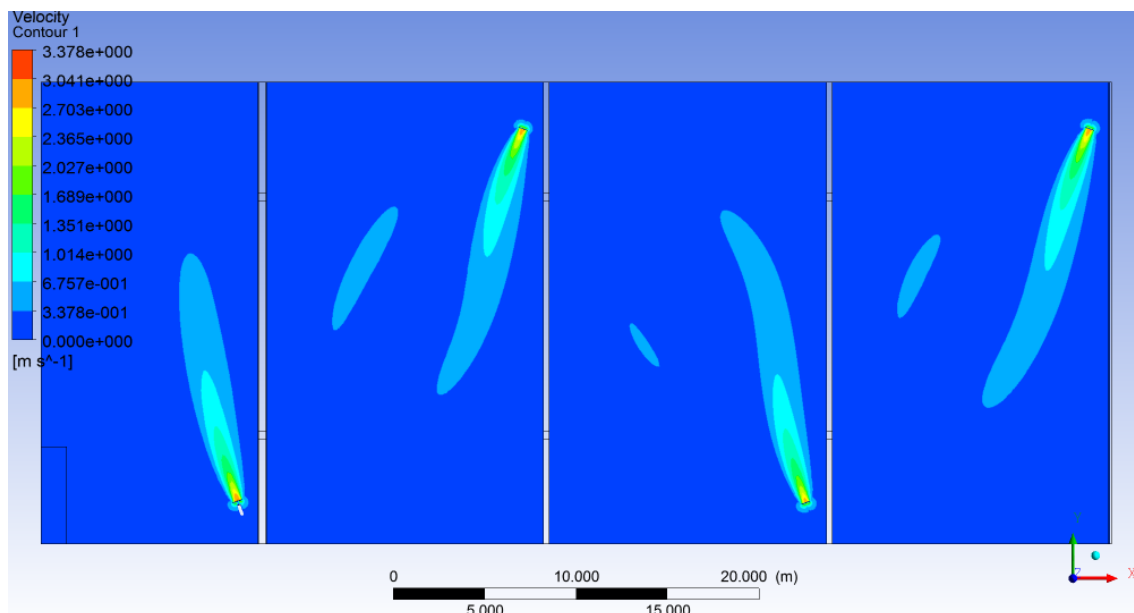


Figura 31. Contorno de velocidad en el caso invierno sin aireación a una altura de  $z=1.5$  m. Destaca el alcance de los chorros generados por los agitadores

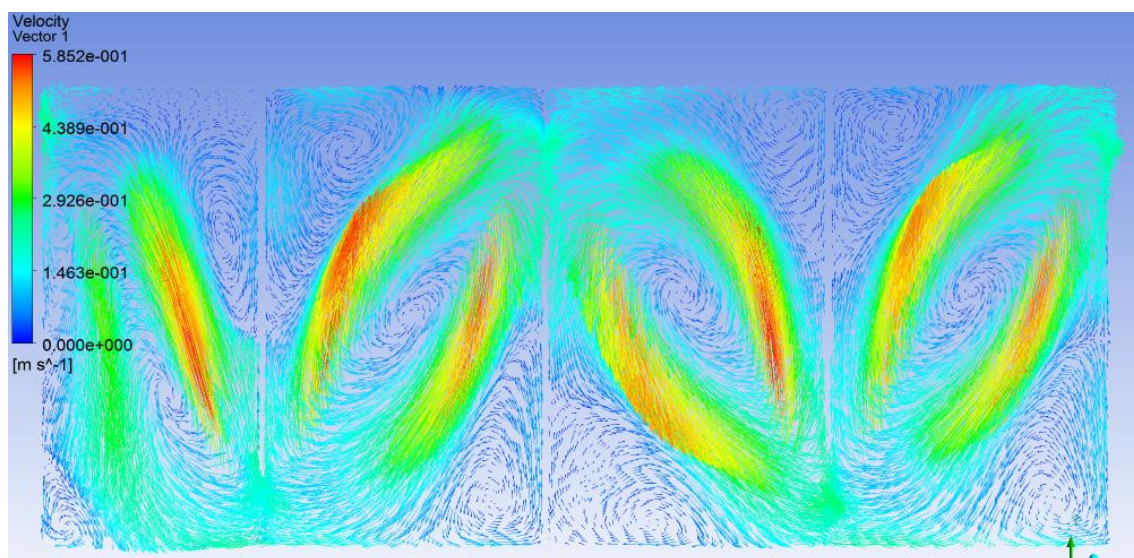


Figura 32. Vectores velocidad en el caso verano sin aireación en  $z=2.5$  m. Se aprecian los vórtices generados en cada una de las zonas del reactor.

Un detalle importante que ayuda a comprender el movimiento general del fluido es que el tabique de salida desde la zona óxica 3 al exterior está a una altura de 5.43 m, los tabiques que separan a la zona óxica 2 de las dos zonas adyacentes están a 5.05 m, y el tabique que separa la zona anóxica de la óxica 1 es de 5.53 m de altura. Por ello, una vez que el licor de mezcla haya abandonado la zona anóxica, no volverá a ella, ya que está a más presión reducida (suma de la presión estática y la altura) que la zona óxica 1. Sin embargo, las tres zonas óxicas, debido a que

sus tabiques de separación son más bajos que el de salida, están a la misma presión reducida, por lo que el licor de mezcla podría retroceder hacia una zona anterior bajo ciertas condiciones.

La comparación de los resultados con caudal de verano e invierno muestra que, aunque con condiciones de verano el caudal entrante sea 1.5 mayor que en invierno, no existen diferencias significativas entre los campos de velocidad obtenidos en ambos casos. Esto es debido a que la influencia del empuje de los agitadores en el flujo es mucho mayor que la de la cantidad de movimiento del licor de mezcla entrante.

Al activar la aireación en las zonas óxicas 1 y 3, como consecuencia del empuje ejercido por las burbujas de aire sobre el licor de mezcla, se modifica el patrón del flujo en ambas zonas; en lugar de un único vórtice central dominante (fig. 33.a), se generan varias recirculaciones de menor tamaño y menos consistentes (fig. 33.b). Este efecto es más notable en la zona óxica 1 que en la 3, debido al mayor caudal de aire inyectado.

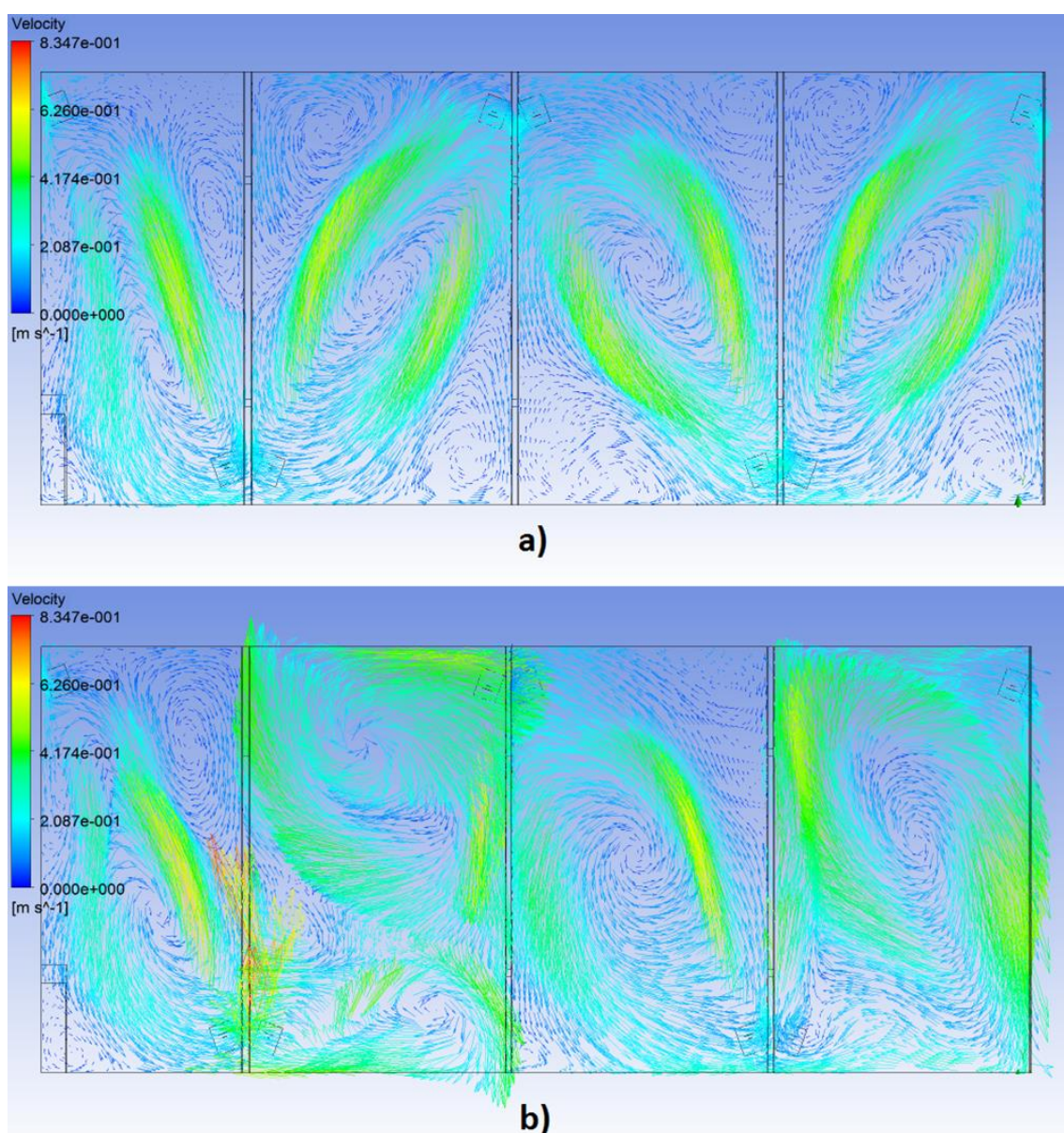


Figura 33. Campo de velocidad en el caso invierno en  $z=2.5$  m en los casos sin aireación (a) y con aireación (b). Debido al empuje ascendente de las burbujas en las zonas óxicas 1 y 3 se deforma el vórtice central que se tenía sin aireación.



Otra consecuencia significativa de la aireación es que, debido a la cantidad de movimiento en dirección contraria a la gravedad comunicada por las burbujas de aire al licor de mezcla, se genera una depresión en la parte inferior de las zonas óxicas 1 y 3, tal y como se observa en la figura 35. Esta depresión genera circulación de licor de mezcla por los orificios inferiores de los tabiques, desde las zonas sin aireación a las zonas con depresión. Este efecto es mayor en la zona óxica 1, ya que tiene mayor número de difusores de aire. De hecho, la aireación reduce el caudal de agua que pase de la zona anóxica a la óxica 1 sobre el tabique que separa ambas zonas, ya que aumenta el caudal de agua trasegado por los orificios inferiores que comunican ambas zonas. La figura 34 ilustra lo anteriormente comentada, en el caso sin aireación (fig. 34.a) tan solo se tiene circulación en los orificios inferiores del tabique 1, pero no en los otros dos, ya que las tres zonas óxicas tienen la misma presión reducida, de menor magnitud que la de la zona anóxica. Al activar la aireación (fig. 34.b) se genera circulación de líquido en los orificios inferiores de los otros tabiques, debido a la depresión generada en las zonas óxica 1 y 3.

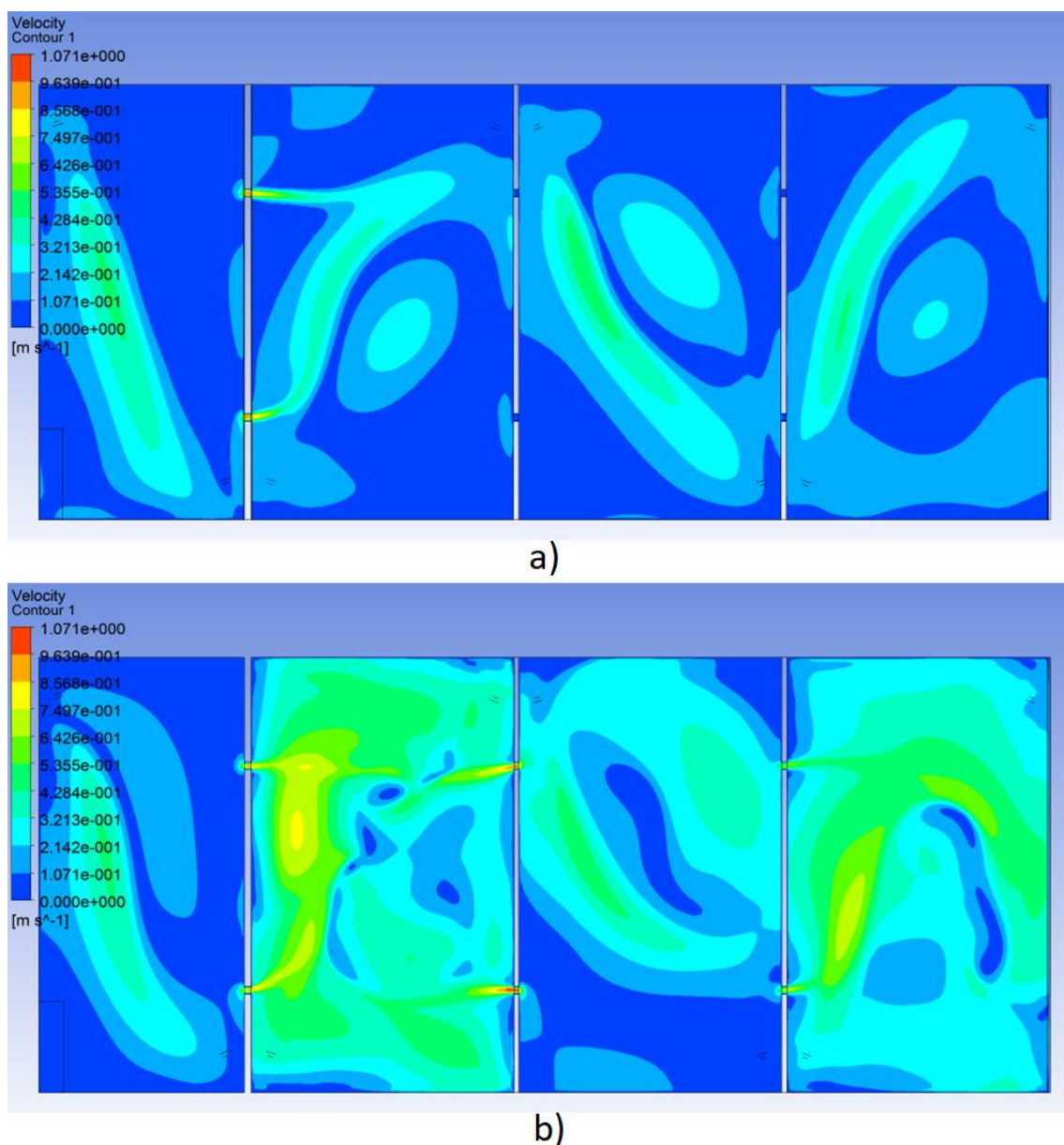


Figura 34. Contorno de velocidad en el caso invierno en  $z=0.25\text{m}$  para los casos sin aireación (a) y con aireación (b). La aireación produce circulación de licor de mezcla por los orificios inferiores de los tabiques.

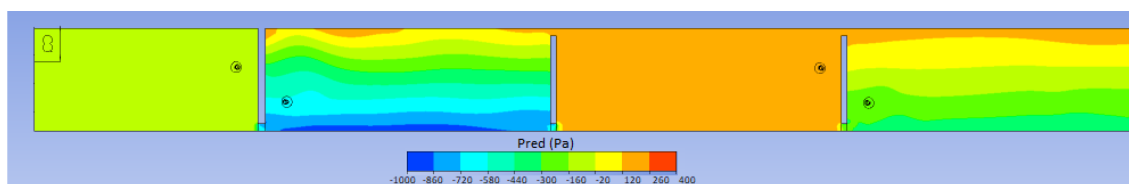


Figura 35. Presión reducida en el caso invierno con aireación, se aprecia la depresión generada por la aireación.

### Estudio cuantitativo del campo de velocidades

Una vez analizado el comportamiento cualitativo del licor de mezcla en el reactor, se procede al estudio de la velocidad del líquido en el reactor. El objetivo es identificar y cuantificar las zonas de baja velocidad (estancamiento). Tal y como se comentó en el capítulo 2, en el reactor biológico se produce la oxidación biológica de la materia biodegradable del agua residual. Dicha oxidación se produce mediante bacterias, presentes en el fango del reactor. Si la velocidad del licor de mezcla es muy baja, podría llegar a producirse la sedimentación del fango del licor de mezcla (separación agua-fango), lo que podría llegar a generar un tratamiento insuficiente. En base a la información facilitada por el propietario de la EDAR analizada, se considera zona estancada aquella con velocidad menor de 10 cm/s, límite a partir del cual empieza a haber riesgo de sedimentación.

Las figuras 36, 37, 38 y 39 muestran los histogramas de distribución de velocidad para los veranos sin aireación, verano con aireación, invierno sin aireación e invierno con aireación, respectivamente. Tal y como cabría esperar, la aireación reduce el porcentaje de volumen con baja velocidad, debido al empuje ejercido por las burbujas sobre el licor de mezcla en las zonas óxicas 1 y 3. Por otro lado, bajo condiciones de no aireación, se observa que en el caso con caudal de verano se tienen mayores velocidades que en el caso con caudal de invierno. Esto es debido a que, de las tres fuentes de cantidad de movimiento externas en el reactor, la debida al líquido entrante es mayor bajo condiciones de verano que de invierno.

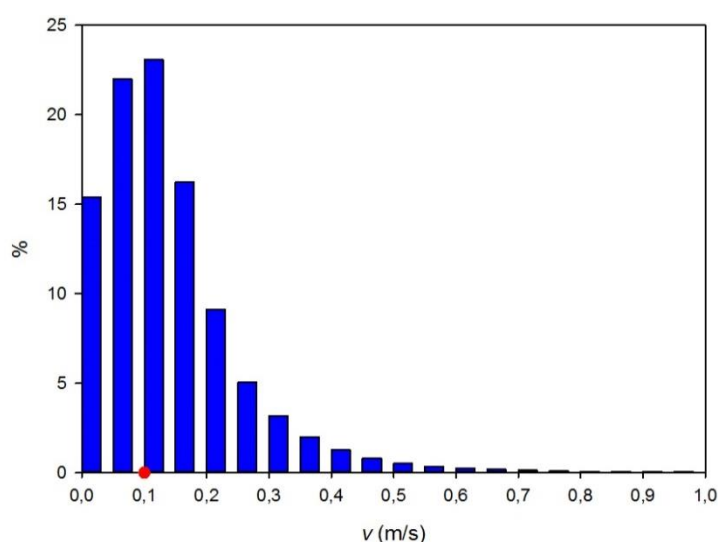


Figura 36. Histograma de velocidad para el caso verano sin aireación.

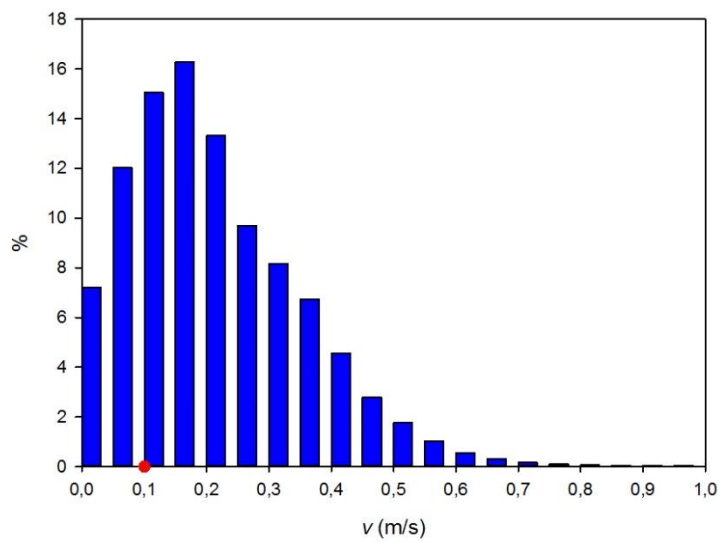


Figura 37. Histograma de velocidad para el caso verano con aireación.

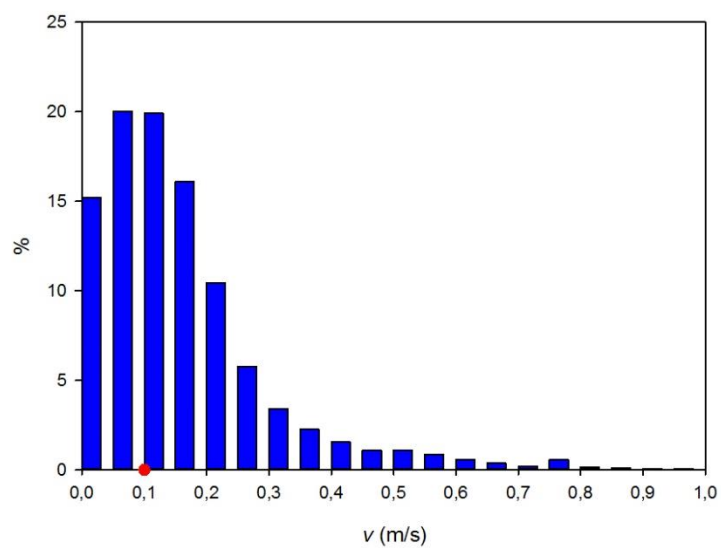


Figura 38. Histograma de velocidad para el caso invierno sin aireación.

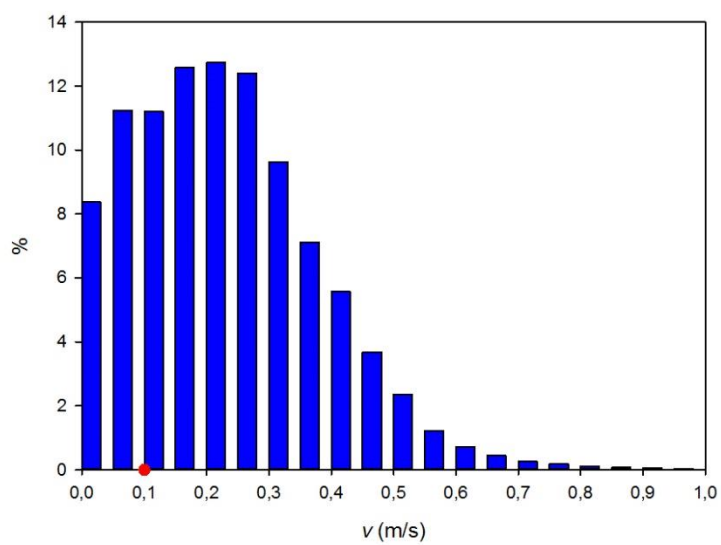


Figura 39. Histograma de velocidad para el caso invierno con aireación.

La tabla 5 muestra el porcentaje de volumen con velocidad menor de 10 cm/s en cada una de las zonas del reactor para cada condición de funcionamiento. Se aprecia que al activar la aireación, se reduce drásticamente el porcentaje de volumen estancado en las zonas de aireación (zonas óxicas 1 y 3), en la zona óxica 2 también se produce una disminución de volumen estancado al activar la aireación, aunque de manera menos notable que en las zonas de aireación. Esta disminución de volumen estancado en la zona óxica 2 es debido a la circulación que se induce a través de los orificios inferiores de ambos tabiques de la zona. En términos generales, se observa que la aireación reduce el porcentaje de líquido con velocidad menor de 10 cm/s a la mitad. Por otro lado, se observa el ligero efecto del caudal tratado en el volumen estancado: en los casos con caudal de verano el volumen estancado es menor que en los casos con condiciones de invierno.

Tabla 5. Porcentaje de volumen con velocidad menor de 10 cm/s bajo las diferentes condiciones de funcionamiento.

	Volumen estancado				
	Zona anóxica	Zona óxica 1	Zona óxica 2	Zona óxica 3	Total
verano sin aireación	42.52%	39.39%	35.40%	33.13%	37.38%
verano con aireación	43.34%	5.20%	23.14%	7.12%	18.34%
invierno sin aireación	46.13%	38.93%	35.88%	32.65%	37.45%
invierno con aireación	48.96%	3.58%	22.97%	9.50%	19.61%

Las figuras 40, 41, 42 y 43 muestran el volumen del reactor con velocidad menor de 10 cm/s para cada uno de los cuatro casos simulados. Al analizar las figuras se observa el efecto de los agitadores: sus chorros aceleran el licor, provocando un volumen con forma toroidal, donde la velocidad es mayor de 10 cm/s. Al activar la aireación, las zonas de estancamiento de las zonas óxicas 1 y 3 se reducen considerablemente debido al gradiente de presiones provocado.

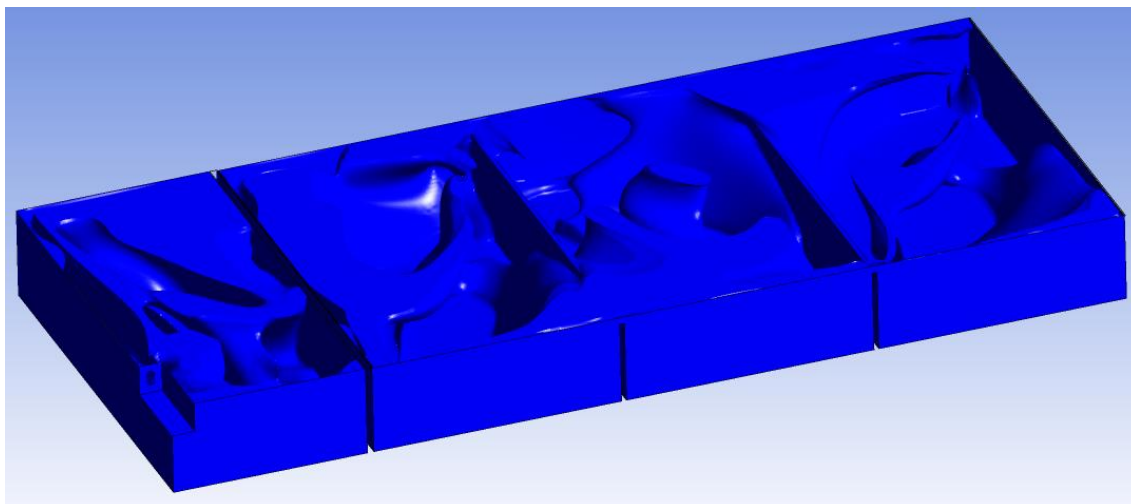


Figura 40. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s en el caso verano sin aireación (37.4 % del volumen total).



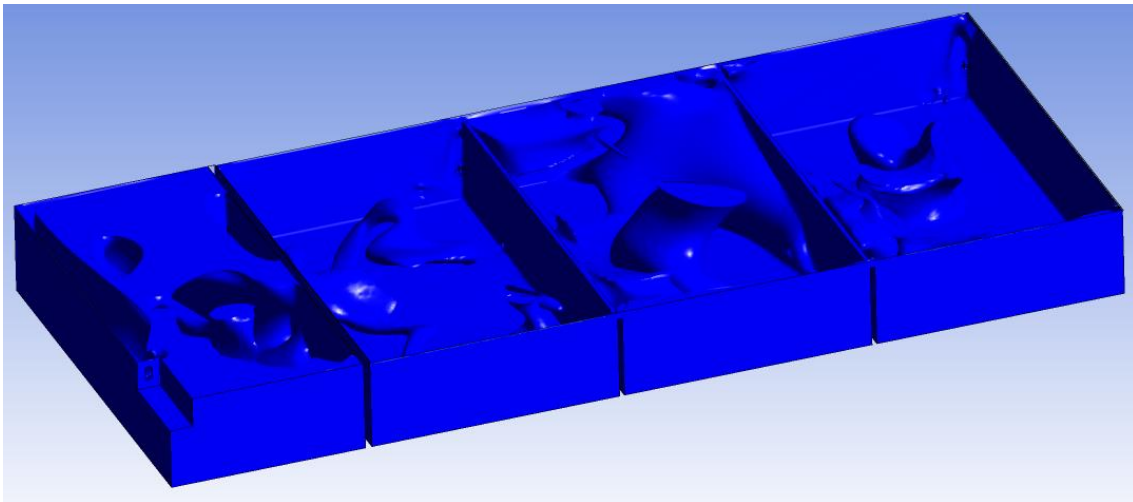


Figura 41. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s en el caso verano con aireación (18.4 % del volumen total).

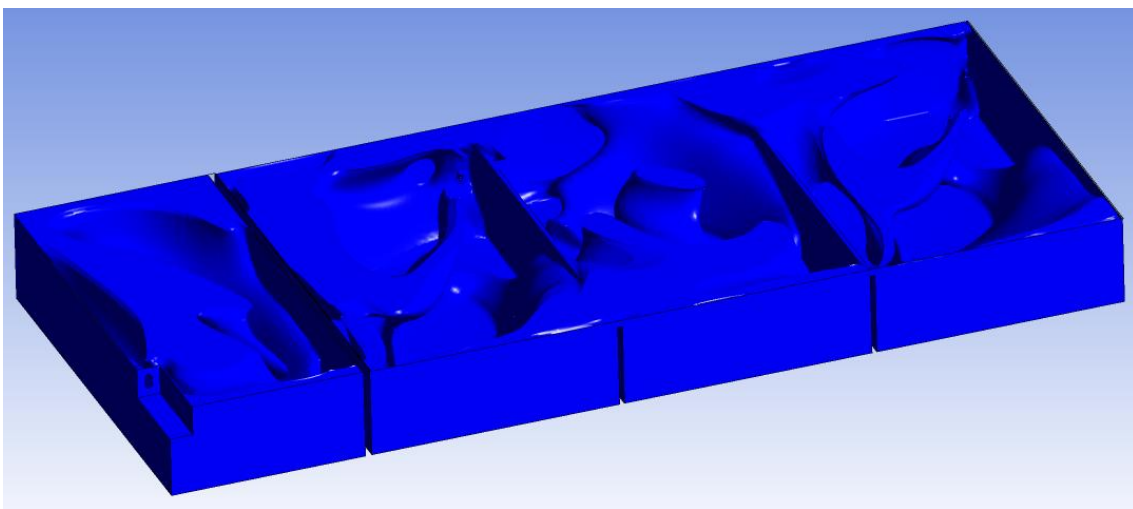


Figura 42. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s en el caso invierno sin aireación (37.5 % del volumen total).

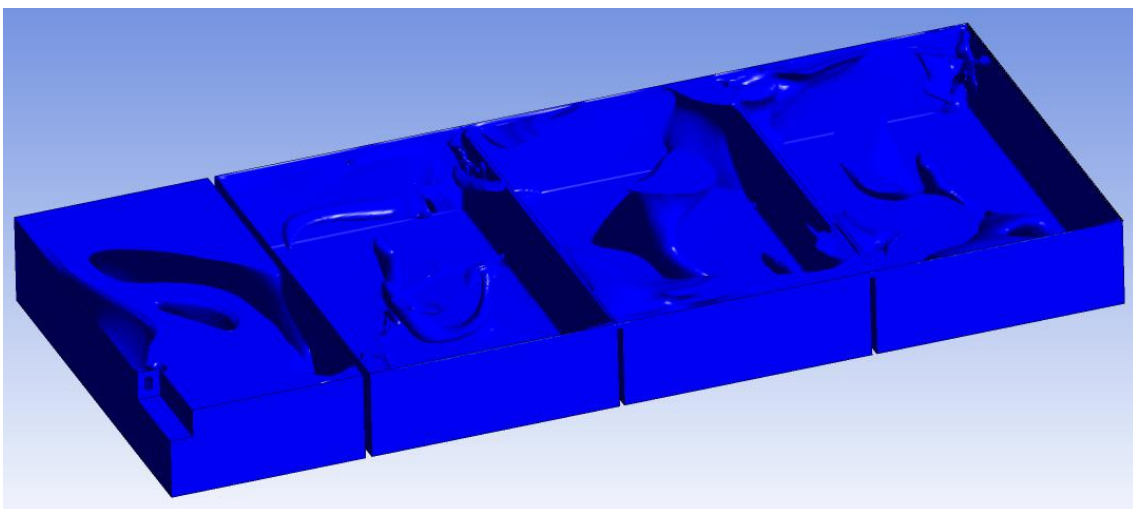


Figura 43. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s en el caso invierno con aireación (19.6 % del volumen total).

Por último, las figuras 44 y 45 muestran las zonas con velocidad mayor de 50 cm/s en el caso verano sin y con aireación, respectivamente. Nuevamente se aprecia el efecto de la aireación, sin inyección de burbujas de aire, las únicas zonas con velocidad mayor de 50 cm/s son la zona de entrada, los chorros de los agitadores y los orificios inferiores que comunican la zona anóxica

a la óxica. Sin embargo, al activar la aireación, en las zonas donde se encuentran los difusores, aumentan las zonas con velocidad mayor de 50 cm/s, tal y como cabría esperar debido al gradiente de presiones que se genera. En la figura 45 se observa el detalle de la circulación por los orificios inferiores desde la zona óxica 2 hacia las dos zonas vecinas, efecto que no ocurriría en ausencia de aireación (figura 44).

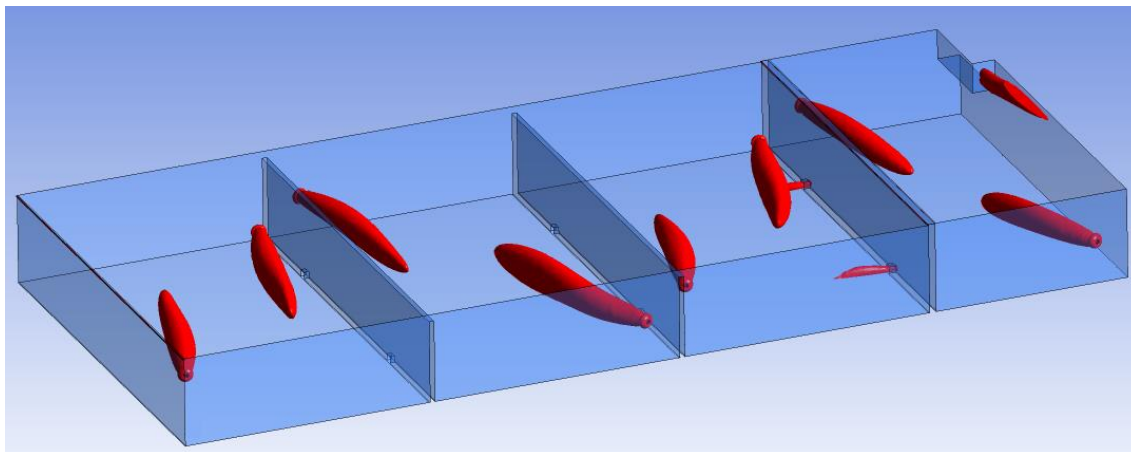


Figura 44. Zonas con velocidad mayor de 50 cm/s en el caso verano sin aireación (caso 1).

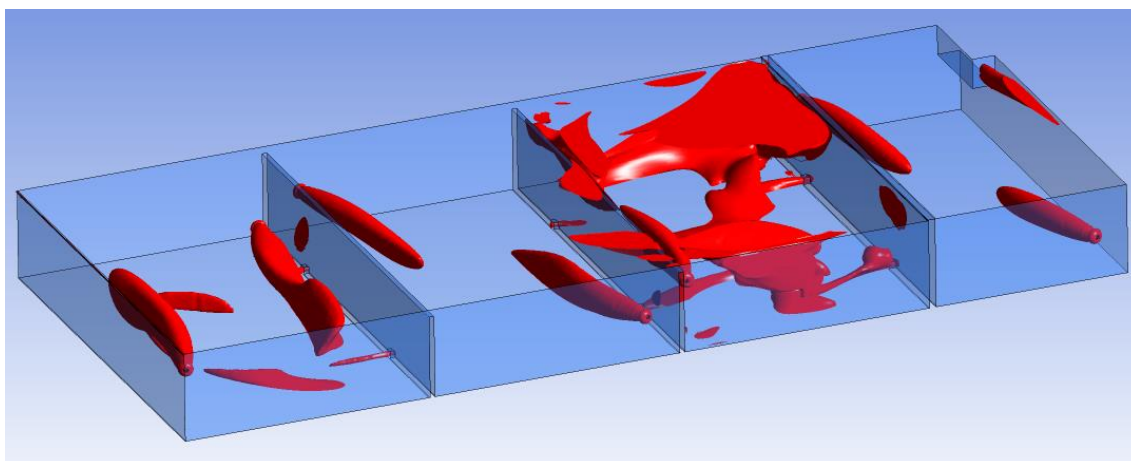


Figura 45. Zonas con velocidad mayor de 50 cm/s en el caso verano con aireación (caso 2).

En conclusión, el análisis del campo de velocidades en el interior del reactor biológico muestra que, bajo condiciones de no aireación, se genera un vórtice central predominante en cada una de las zonas del reactor, debido a la localización de los agitadores. Al activar la aireación los vórtices de las dos zonas con burbujas de aire (zonas óxicas 2 y 4) pierden consistencia y se dividen en recirculaciones de menor tamaño, además de generar circulación de licor de mezcla a través de los orificios inferiores de los tabiques, debido a la depresión generado en el líquido por el empuje ascendente de las burbujas. En términos de volumen estancado, bajo condiciones de no aireación el porcentaje de volumen con velocidad menor de 10 cm/s es casi del 40%; sin embargo, al activar los difusores de aire, esta cifra se reduce a la mitad. La influencia del caudal tratado en el campo de velocidades generado, tanto a nivel cualitativo como cuantitativo, no es notable. Esto es debido a que los fenómenos de aireación y agitación (fuentes externas de cantidad de movimiento) predominan sobre la fuente de cantidad de movimiento debido al chorro entrante por la entrada del reactor.

## 4.2. Evaluación de las herramientas de análisis RTD en reactores biológicos

Dentro del estudio fluidodinámico de un reactor biológico, el análisis de distribución de tiempos de residencia (RTD) resulta de especial interés, pues proporciona varios indicadores útiles para la evaluación fluidodinámica del flujo. Desde la perspectiva de la CFD, tal y como se explicó en el capítulo 2, existen dos métodos numéricos para la simulación RTD del reactor: resolución de la ecuación de transporte de un trazador inerte (perspectiva Euleriana) y seguimiento de partículas sin masa (perspectiva Lagrangiana). La aptitud de un método u otro para el análisis CFD-RTD del reactor depende de varios factores como el comportamiento del flujo, nivel de detalle requerido o coste computacional abordable. En este contexto, dada la peculiar geometría del reactor multizona analizado, diferente a los encontrados en la bibliografía, se hace necesario el desarrollo de un ensayo experimental RTD para poder comparar y contrastar los resultados experimentales. Una limitación importante en el desarrollo de experimentos de seguimiento de trazador en reactores biológicos es el de la recirculación de trazador; la recirculación de fangos desde el efluente del reactor, necesaria para mantener la biomasa bacteriana en el reactor, reintroduce parte del trazador efluente en la entrada del reactor, generando una curva RTD que no corresponde a la curva E del reactor, sino a la suma de la curva E más la generada por la recirculación externa. En esta sección de la Tesis Doctoral se explica el experimento RTD llevado a cabo, poniendo especial hincapié en el diseño y desarrollo del experimento. A continuación se presentan y aplican los modelos analíticos llevados a cabo para aislar la curva E de la curva compuesta del reactor S. Por último, se comparan los resultados del experimento con los proporcionados por el modelo CFD, mediante los dos métodos disponibles, analizando la aptitud de cada uno para el tipo de reactor analizado.

### 4.2.1. Fundamentos del análisis RTD

El análisis de distribución de tiempos de residencia (RTD) es una de las herramientas más empleadas para la evaluación del funcionamiento fluidodinámico de reactores. A partir de las curvas RTD del reactor se calculan diferentes indicadores de funcionamiento, relacionados con el tiempo de residencia de las partículas fluidas en el reactor. El análisis se basa en marcar el agua que entra en reactor en un determinado instante de tiempo  $t_0$  e ir midiendo, en cada instante de tiempo, qué porcentaje del agua marcada abandona el reactor, obteniendo así la curva de distribución de tiempos de residencia. Experimentalmente, el análisis RTD se lleva a cabo mediante un ensayo de seguimiento de trazador inerte, habitualmente de tipo pulso. Este ensayo consiste en liberar, en el instante de tiempo inicial y durante un periodo suficientemente corto de tiempo (en comparación con el tiempo de residencia promedio), una masa  $M$  de trazador en la entrada del reactor. A continuación se van tomando muestras de líquido en el efluente del reactor cada cierto instante de tiempo. A partir de la concentración de trazador de cada una de las muestras, normalizando el flujo de trazador saliente se obtiene la curva RTD del experimento de tipo pulso, denominada curva E, que cumple la propiedad de que el área bajo la curva es la unidad. Otro tipo de ensayo RTD, menos común, es el ensayo de tipo escalón, que tiene un procedimiento similar al del tipo pulso, pero inyectando en la entrada un flujo constante de trazador. Como resultado, la curva RTD que se obtiene del ensayo de tipo pulso, denominada curva F, corresponde a la integral de la curva E, que se obtendría con el ensayo de tipo pulso. Pasado un tiempo suficientemente grande desde el inicio del ensayo de tipo escalón, la curva F toma el valor unidad, lo que significa que el flujo de trazador que entra en el reactor

es el mismo que el que sale. La figura 46 muestra, a modo de ejemplo, las curva E y F de un depósito de agua, se aprecia que la curva E corresponde a la derivada de la curva F.

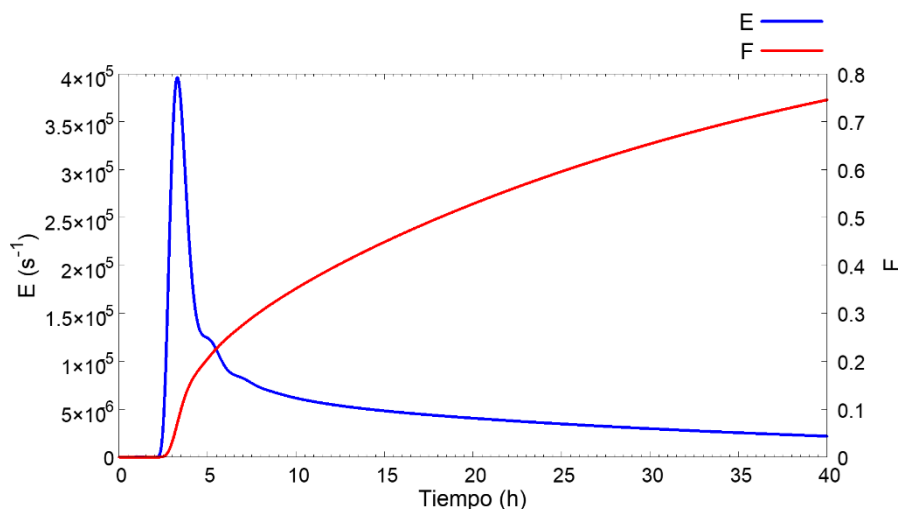


Figura 46. Ejemplo de curvas RTD en un depósito de agua; el área bajo la curva E es uno, por lo que el valor de su integral (F) tiende a uno.

Cabe destacar que la curva RTD sirve para caracterizar el comportamiento fluidodinámico del reactor para un régimen de funcionamiento determinado, por lo que el reactor ha de mantener el estado fluidodinámico constante durante el transcurso del ensayo. Tal y como se comentó en la sección 1.2.1, existen dos técnicas numéricas para simular el ensayo RTD mediante CFD: seguimiento de partículas y resolución de la ecuación de transporte de un escalar pasivo. Ambos métodos emplean, como base de transporte, los campos de velocidad y turbulencia calculados previamente para el estado estacionario. Sin embargo, cada uno de los métodos se adapta mejor a un caso u otro, dependiendo del tipo y comportamiento del flujo o del poder computacional disponible.

La evaluación del funcionamiento fluidodinámico del sistema se realiza a partir de varios indicadores derivados de las curvas E y F del sistema. El trabajo de Teixeira y Siqueira (2008) muestra el cálculo y significado de varios indicadores fluidodinámicos, de entre ellos, los más significativos y empleados en esta investigación son los siguientes:

- Tiempo de residencia promedio: corresponde a la media aritmética de los tiempos de residencia de cada una de las partículas fluidas marcadas por el trazador en el reactor. En el caso de tratamiento de aguas, su importancia no radica en que proporciona el tiempo de residencia promedio, sino en que a partir de él es posible calcular el volumen activo (renovado del reactor), simplemente multiplicando el caudal por el tiempo de residencia medio. Por ejemplo, si todo el volumen del reactor se renovara, el volumen activo sería del 100%, lo que significaría que el caudal marcado por el trazador ocuparía todo el volumen del reactor, por lo que en dicho caso el tiempo de residencia promedio correspondería al cociente del volumen del reactor entre el caudal.
- Dispersión de tiempos de residencia: este indicador está relacionado con la desviación de los tiempos de residencia de las distintas partículas fluidas respecto al tiempo de residencia medio. En un flujo pistón ideal, todas las partículas tienen el mismo tiempo de residencia, por lo que la dispersión es nula. En cambio, en un flujo perfectamente mezclado, el parámetro de dispersión tiene un valor considerablemente alto, ya que hay partículas con un tiempo de residencia muy corto, mientras que otras tardan mucho en salir del reactor. Desde

el punto de vista de tratamientos de aguas, una dispersión alta es sinónimo de un proceso ineficiente, ya que, en la mayoría de procesos, no es necesario tener tiempos de residencia altos, sino evitar los tiempos de residencia bajos.

- Fracción de caudal con bajo tiempo de residencia: en el campo de tratamiento de aguas residuales, es necesario que el agua permanezca un tiempo mínimo de contacto en el reactor, suficiente para que se produzcan las transformaciones biológicas pertinentes. La curva F del análisis RTD cuantifica la fracción de caudal que ha salido tras un tiempo de ensayo determinado, lo que permite evaluar la fracción de caudal susceptible de recibir un tratamiento insuficiente.

La figura 47 muestra, de manera gráfica, la influencia de los parámetros de dispersión y tiempo de residencia medio en la curva RTD.

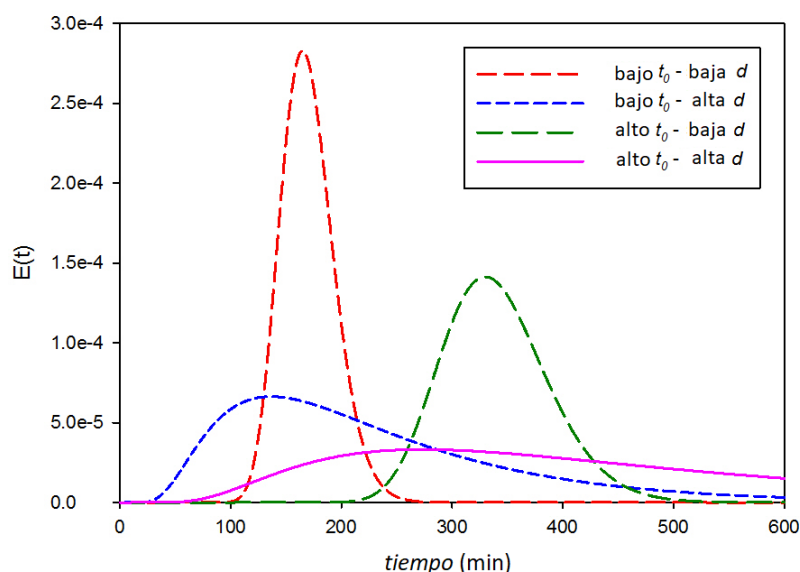


Figura 47. Formas típicas de las curvas E para distintos valores de tiempo de residencia promedio y dispersión.

Además del experimento de seguidor de trazador o la simulación CFD-RTD, una tercera vía de análisis RTD es mediante modelos analíticos, que proporcionan el valor de las curvas E y F a partir del valor de algunos de los indicadores fluidodinámicos tales como el tiempo de residencia promedio o la dispersión. La utilidad de estos modelos reside en poder estimar las curvas RTD sin necesidad de experimentos ni simulaciones, sino asumiendo un comportamiento del flujo o una semejanza entre el flujo del reactor analizado y otro del que se conocen las curvas RTD. Una vez que se tienen las curvas RTD es posible estimar el resto de indicadores fluidodinámicos o incluso aplicar la cinética química o biológica a la curva para estimar las concentraciones químicas o biológicas a la salida. Cabe destacar que el uso de los modelos analíticos RTD ha de realizarse con especial cuidado, pues cada modelo se adapta a un tipo de flujo, no existiendo un modelo universal que se adapte a todos los patrones de flujo posibles.

De entre todos los modelos encontrados en la bibliografía, el modelo de dispersión axial de Levenspiel (1999) resulta especialmente útil en el análisis RTD de reactores biológicos de EDAR, pues se adapta muy bien a flujos con comportamiento intermedio entre flujo pistón y perfectamente mezclado, como ocurre en la mayoría de reactores biológicos de EDAR. Este modelo reconstruye la curva E del reactor a partir de dos parámetros dispersión adimensional ( $d$ , calculada a partir de la desviación típica de los tiempos de residencia) y tiempo de residencia promedio ( $t_0$ , calculado a partir del volumen activo del reactor):

$$E(t) = \frac{1}{\sqrt{4\pi dt_0 t}} e^{-\frac{(t_0-t)^2}{4dt_0 t}}. \quad (4.1)$$

La figura 48 muestra varias curvas generadas con el modelo de dispersión axial de Levenspiel, en función del parámetro de dispersión  $d$ , se observa que para valores muy grandes de dispersión la curva  $E$  se adapta al modelo de flujo perfectamente mezclado, mientras que para dispersión nula el modelo toma la forma del flujo pistón ideal.

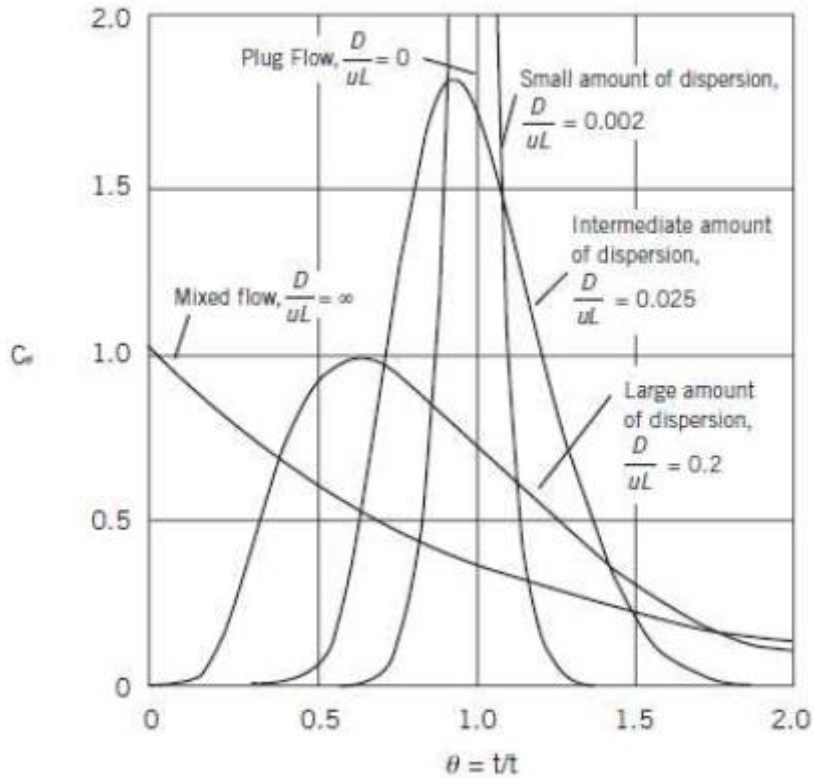


Figura 48. Descripción gráfica del significado de la dispersión  $d$  en la curva RTD. Fuente: Levenspiel (1999).

En esta investigación, la utilidad de la ecuación de Levenspiel no reside en su capacidad para estimar el valor de  $E$ , sino que es empleada para obtener los parámetros de dispersión y tiempo de residencia promedio del experimento y simulaciones CFD llevados a cabo, ajustando el modelo a las curvas obtenidas mediante minimización de la suma del cuadrado de los residuos. De esta manera se solventan algunas limitaciones del experimento y la simulación, como es el caso de la recirculación de trazador o el tiempo de computación no infinito.

#### 4.2.2. Diseño del experimento de trazador de tipo pulso

El experimento para la determinación de la curva RTD del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar consiste en un experimento convencional de trazador de tipo pulso; se introduce una masa  $M$  de trazador inerte en la entrada del reactor en el instante  $t_0=0$  s, y se van tomando muestras de agua cada cierto intervalo de tiempo en la salida del reactor. Posteriormente se analiza el contenido de trazador de cada muestra, información a partir de la cual se reconstruye la curva RTD de la instalación. Durante el ensayo experimental, el reactor biológico debe permanecer en un estado fluidodinámico constante, sin variaciones en el caudal trasegado ni en los regímenes de aireación y agitación.

Son varios los factores y limitaciones a considerar para el correcto diseño del experimento: selección del trazador, mantenimiento de condiciones fluidodinámicas estacionarias durante el experimento, masa de trazador a introducir, duración del ensayo, frecuencia de muestreo, recirculación de trazador y entrada con el agua bruta. A continuación se detalla el procedimiento de diseño del experimento para solventar las mencionadas dificultades.

El trazador empleado en el experimento debe de cumplir ciertos requerimientos:

- No estar presente en el fluido de trabajo (licor de mezcla). En los análisis se debe diferenciar el trazador del resto de sustancias presentes en el licor de mezcla.
- Tener un comportamiento pasivo frente al licor de mezcla. Es importante que el trazador no reaccione con las diferentes sustancias presentes en el reactor.
- No modificar el comportamiento hidráulico del licor de mezcla en el reactor
- No imposibilitar el uso final del agua depurada. Es necesario un trazador que no suponga un daño medioambiental para el destino del agua depurada.

Siguiendo las indicaciones de la IAEA (2011), el trazador seleccionado para el ensayo es el cloruro de litio (LiCl), debido a que cumple los requisitos especificados arriba, además de tener un límite de detección relativamente bajo (mediante espectrofotometría de absorción atómica). Sin embargo, el LiCl presenta el inconveniente de su alto precio, lo que hace necesario optimizar la masa de sal inyectada. La concentración del ión  $\text{Li}^+$  en el agua residual es medida por medio de la técnica espectrofotometría de absorción atómica por llama. Esta técnica se basa en la longitud de onda absorbida por un elemento, que corresponde a la energía necesaria para provocar el salto de los electrones de un nivel de energía al siguiente. El análisis de un elemento en particular de la muestra se consigue mediante la luz emitida por dicho elemento. Por ejemplo, para medir la concentración de  $\text{Li}^+$  en las muestras, la lámpara del espectrofotómetro emite luz procedente de átomos de litio excitados, que produce la mezcla de longitudes de onda adecuada para ser absorbida por los átomos de litio de la mezcla (Welz and Sperling 1999).

Otro requisito a considerar para la correcta realización de un ensayo RTD es el mantenimiento estacionario del estado fluidodinámico del reactor (campos de velocidad y turbulencia) durante el experimento. Este requisito cobra especial relevancia en el caso de la EDAR de San Pedro del Pinatar, debido a que la planta opera de manera ininterrumpida y a que el caudal de agua residual afluente depende de la población de la localidad. El caudal trasgado por el reactor es la suma del caudal procedente del pretratamiento (caudal tratado) y el caudal procedente de la recirculación de fangos del reactor (caudal recirculado). El primero es variable, depende del consumo de agua de la población de la localidad, pudiéndose tan solo regular ligeramente mediante las bombas del pozo de gruesos. El caudal de la recirculación externa sí puede ser controlado totalmente por el operador de la planta, mediante las bombas del pozo de fangos. En este contexto de operación, para mantener el caudal procedente del pretratamiento en un nivel constante durante el tiempo de experimento se analizan las curvas diarias de caudal tratado en la EDAR durante un día lectivo en la época y horario del experimento (octubre, de 8 a 18 h). Las curvas muestran que el caudal promedio tratado durante el horario del ensayo en un día lectivo de octubre es aproximadamente  $600 \text{ m}^3/\text{h}$ , por lo que este será el caudal fijado en el experimento, empleando el volumen del pozo de gruesos como elemento de inercia ante los cambios de caudal afluente a la planta. Como medida auxiliar, aprovechando que durante octubre uno de los dos reactores biológicos paralelos (ver fig. 5) no está en funcionamiento, durante los días previos al ensayo se vierte parte del efluente de la EDAR en el reactor no operativo. Si durante el ensayo el caudal de agua procedente de la población descendiera por debajo de lo esperado, el reactor del ensayo tomaría el caudal que le faltase para llegar a la



consigna del reactor biológico paralelo. En base al caudal tratado a mantener durante el ensayo experimental, el caudal de recirculación de fangos a mantener durante el experimento será de  $600 \text{ m}^3/\text{h}$ , lo que significa que el caudal total trasegado será de  $1200 \text{ m}^3/\text{h}$ . Dentro de la conservación estacionaria del estado fluidodinámico del reactor durante el ensayo, también es necesario mantener constantes los regímenes de aireación y agitación. En condiciones ordinarias, el reactor funciona bajo un ciclo de aireación intermitente, alternando ciclos de aireación y de no aireación, mientras que los agitadores se mantienen en un régimen estacionario de funcionamiento. La ausencia de aireación del licor de mezcla provoca que este se queda sin oxígeno, imposibilitando la degradación de la materia orgánica del agua, por otro lado, mantener la aireación activada durante todo el ensayo generaría un gasto energético excesivo, es necesario encontrar un compromiso entre consumo energético y calidad del proceso. Bajo estas premisas, los operadores de la planta consideran que el régimen de funcionamiento más adecuado durante el ensayo es mantener la agitación solo en la zona anóxica, mientras que en las otras tres zonas óxicas se mantiene la aireación permanentemente activada, aunque con la soplante trabajando aproximadamente al 20% de carga, lo que significa un caudal de aire total de  $980 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $0.75 \text{ m}^3/\text{h}$  por difusor).

Un tercer punto a considerar en el diseño del experimento es la duración del ensayo, masa de trazador a introducir y frecuencia de toma de muestras. La incorrecta selección de estos factores puede conllevar que la curva proporcionada por el experimento no tenga suficiente resolución: una insuficiente masa de trazador provoca bajas concentraciones de  $\text{Li}^+$  en las muestras, pudiendo ser menores que el mínimo detectable por el espectrofotómetro. De igual manera, una frecuencia de muestreo insuficiente puede generar que no se aprecien detalles de la curva tales como picos o cambios de pendiente. Por otro lado, el coste económico del trazador y del análisis de las muestras es considerable. Un ensayo largo con una cantidad grande de  $\text{Li}^+$  introducido y una frecuencia de muestreo alta genera una curva con mucha resolución, pero con un coste económico excesivo. En este contexto, queda claro que es necesario una solución de compromiso entre la calidad de la curva resultante y el coste del experimento. Para resolver esta tesitura, es necesario estimar de forma preliminar la forma que tendrá la curva del ensayo. En este caso, mediante el empleo del modelo CFD desarrollado, se obtiene que la curva E del reactor, para un caudal total  $Q=1200 \text{ m}^3/\text{h}$  es la representada en la figura 49. En base a la figura, se determina que una duración de ensayo de 10 horas (600 minutos), con una frecuencia de muestreo de 15 minutos y una resolución mínima de  $E=2.5 \cdot 10^{-6} \text{ s}^{-1}$  es suficiente para capturar los detalles de la curva.

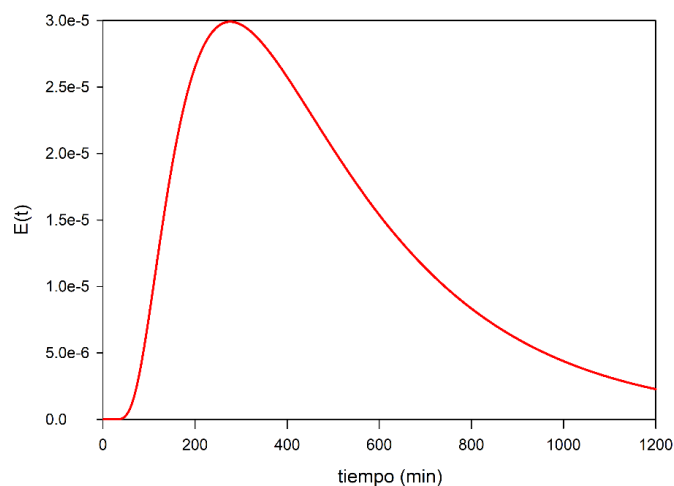


Figura 49. Curva E estimada mediante una simulación CFD del reactor con el fin de determinar la duración, frecuencia de muestreo y masa de trazador a añadir en el experimento RTD.



El espectrofotómetro de absorción atómica por llama empleado en el análisis de las muestras tiene un límite de detección mínimo  $C_{\min}=0.04$  mg de  $\text{Li}^+$  por litro de agua residual. La ecuación que relaciona la concentración  $C(t)$  de  $\text{Li}^+$  por l de agua con la curva  $E(t)$  es:

$$C(t) = \frac{M}{Q_T} E(t), \quad (4.2)$$

Siendo  $M$  la cantidad de sal  $\text{LiCl}$  en mg introducida en el reactor,  $Q_T$  es la cantidad total de agua (tratada más recirculada) que trasiega el reactor en l/s. Luego si la salida mínima que se desea detectar es  $E=2.5 \cdot 10^{-6} \text{ s}^{-1}$  siendo  $C_{\min} 0.04 \text{ mg/l}$  y  $Q_T = 333.33 \text{ l/s}$ , la cantidad de  $\text{Li}^+$  a añadir en el reactor es de 5.33 kg. La curva de concentración estimada en la salida para el caudal y aireación anteriormente mencionados es la mostrada en la figura 50:

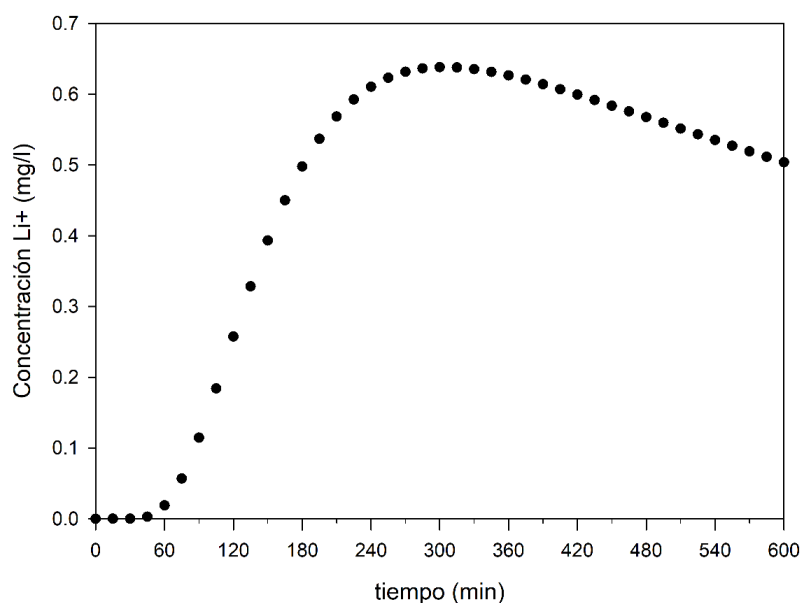


Figura 50. Concentración de  $\text{Li}^+$  estimada para  $Q=1200 \text{ m}^3/\text{h}$ . Introduciendo 5.33 kg de  $\text{Li}^+$  en el reactor.

El peso molecular del  $\text{Li}$  es 6.64 g/mol, mientras que el del cloro es 35.45 g/mol, luego solo el 15.77% del peso de la sal  $\text{LiCl}$  corresponde al  $\text{Li}^+$ . Lo que significa que 5.33 kg de  $\text{Li}^+$  corresponden a 34.49 kg de  $\text{LiCl}$  (98% de pureza), por lo que se decide que la masa de sal a añadir es 40 kg.

El último punto a considerar en el diseño del experimento es la entrada de  $\text{Li}^+$  al reactor desde fuentes distintas al pulso. Tal y como se ha mencionado al principio de la sección, además de la entrada de  $\text{Li}^+$  debida el pulso, se tiene una posible entrada de  $\text{Li}^+$  procedente del agua del pretratamiento y una segunda fuente que entra con el fango recirculado, por lo que la curva obtenida en la salida del reactor será la suma de la curva  $E$  del reactor (generada por el pulso) más la provocada el trazador recirculado más la generada por la entrada de  $\text{Li}^+$  desde la calle. Ambas fuentes de  $\text{Li}^+$  son inevitables, ya que no es posible controlar el contenido del agua procedente del exterior ni detener la recirculación externa durante el ensayo. Por medio de la teoría de análisis RTD y métodos matemáticos es posible aislar la curva  $E$  provocada por el pulso de la curva RTD combinada  $S$  que se tendrá en el ensayo, aunque para tal fin, es necesario conocer con precisión la evolución temporal de cada una de las dos fuentes indeseables de  $\text{Li}^+$  durante el ensayo. Debido a lo anterior, además de tomar muestras en la salida del reactor, será necesario tomar muestras en la recirculación de fangos y en el pretratamiento, para poder así caracterizar las otras dos fuentes de  $\text{Li}^+$  del sistema. La figura 51 muestra el esquema del reactor con las tres localizaciones en donde se tomarán muestras de agua: pretratamiento (A), salida del reactor (B) y recirculación de fangos (C). La frecuencia de toma en la salida del reactor y la

recirculación de fangos será de 15 minutos. Sin embargo, debido a que los análisis previos muestran que la variación de la concentración de  $\text{Li}^+$  del agua bruta, además de ser muy baja, casi no varía durante el día, en el pretratamiento solo se tomará una muestra cada hora.

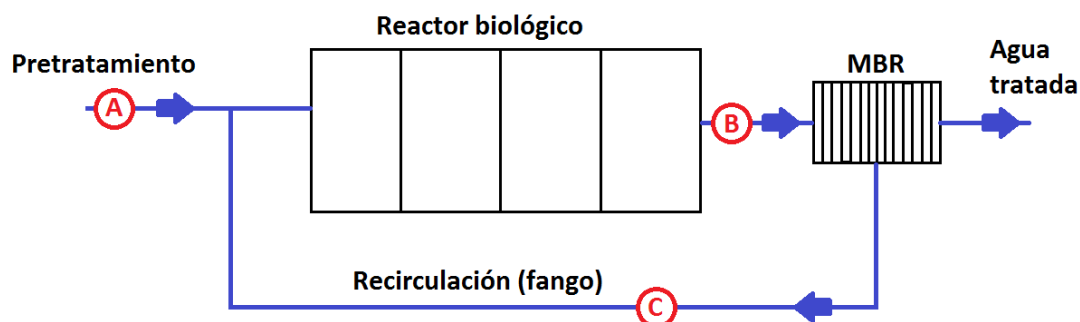


Figura 51. Esquema de la planta y puntos donde se tomaron las muestras experimentales.

En definitiva, considerados todos los puntos anteriores, las características del ensayo RTD de tipo pulso a llevar a cabo son las resumidas en la tabla 6:

Tabla 6. Características de diseño del ensayo de tipo pulso a llevar a cabo en el reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar.

Volumen del reactor	$V$	7996 m <sup>3</sup>
Caudal tratado	$Q_t$	600 m <sup>3</sup> /h
Caudal de fango recirculado	$Q_R$	600 m <sup>3</sup> /h
Gasto de aireación total	$\dot{m}$	1200 kg/h
Masa de LiCl (98% pureza) a añadir	$M$	40 kg
Duración del experimento	$T$	10 h
Frecuencia de toma de muestras	$\Delta t$	15 minutos

Las muestras se toman en tres localizaciones de la EDAR: salida del reactor biológico, salida de la cámara de fangos (recirculación externa) y desarenador (pretratamiento), siendo la frecuencia de muestreo de este último de una hora.

El equipo experimental utilizado para la obtención de los datos experimentales es el siguiente:

- Dos caudalímetros electromagnéticos (Siemens MAG 5000) para la medición del caudal tratado y recirculado. La precisión asociada a los convertidores es el 0.5 % de la medida.
- Espectrofotómetro de absorción atómica (Varian AA 220 FS), empleado para la medición de la concentración de  $\text{Li}^+$  de las muestras. La incertidumbre asociada a la medida del aparato es el 2% de la medida.
- Medidor de presión diferencial *Sitrans P DS III* para medir el gasto de aire en la soplante.

#### 4.2.3. Desarrollo del experimento. Resultados experimentales

El experimento RTD se llevó a cabo el día 1 de octubre de 2015, el experimento se desarrolló sin imprevistos destacables, pudiendo completar las 10 horas de duración programadas. Las curvas resultantes del experimento tuvieron resolución suficiente para el análisis. Tan solo destacar que los días previos al experimento los operadores de la planta detectaron que el caudal tratado estaba decayendo, por lo que se decidió disminuir ligeramente el caudal de ensayo (500 m<sup>3</sup>/h en lugar de 600 m<sup>3</sup>/h), respecto al de diseño para poder mantener el régimen fluidodinámico, aunque a partir de la 8ª hora descendió ligeramente. A continuación se explican los detalles del desarrollo del ensayo en cuanto a las condiciones de funcionamiento y curvas obtenidas.

### Condiciones fluidodinámicas durante el ensayo

El reactor biológico se mantuvo en un régimen fluidodinámico estable durante las primeras 8 horas del ensayo, las últimas dos horas, debido al bajo caudal de agua entrante a la EDAR, se produjo una ligera disminución en el caudal tratado, que no pudo ser totalmente compensada con el agua almacenada en el segundo reactor. La figura 52 muestra la evolución temporal del caudal tratado, recirculado y total. Se observa como la variación de caudal total se mantiene en una horquilla menor de 100 m<sup>3</sup>/h (excepto las últimas dos horas), por lo que para el estudio del tiempo de residencia se tomará un caudal constante, valor promedio de los medidos en el tiempo (ver tabla 7).

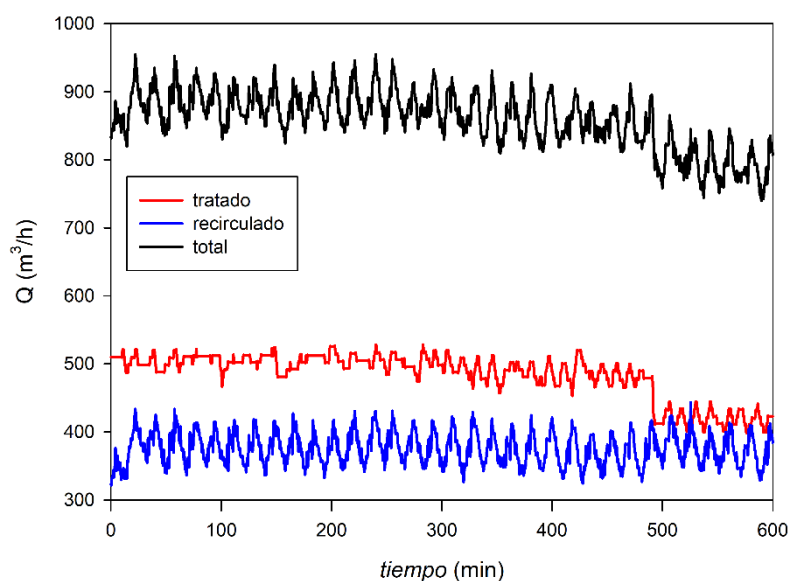


Figura 52. Evolución del caudal tratado, recirculado y total durante el ensayo.

Tabla 7. Valores de caudal tratado, recirculado y total promedios durante el ensayo RTD del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar.

Q tratado	497.5 m <sup>3</sup> /h
Q recirculado	375.5 m <sup>3</sup> /h
Q total	873.1 m <sup>3</sup> /h

Respecto a la agitación, estaban activados los dos agitadores de la zona anóxica, mientras que los otros seis agitadores estaban apagados. La aireación se mantuvo constante durante todo el ensayo, con un valor constante de caudal total de aire de 815.2 m<sup>3</sup>/h. La zona óxica 1 tiene 696 difusores, la zona óxica 2 tiene 408 difusores y la zona óxica 3 tiene 300 difusores. El caudal de aire en cada zona es proporcional al número de difusores de la zona.

### Curvas de concentración de Li<sup>+</sup> obtenidas

La figura 53 representa las concentraciones de Li<sup>+</sup> obtenidas durante las 10 horas de ensayo en cada una de las tres localizaciones de toma de muestras. Se observa que el rango de valores de concentración en la salida del reactor es similar al estimado en el diseño del experimento (ver figura 50), evidenciando el correcto diseño del mismo. La duración del ensayo, frecuencia de muestreo y masa de trazador añadida es suficiente para recoger el pico de las curvas con suficiente resolución. Tal y como se había previsto, la concentración de Li<sup>+</sup> en el agua procedente del pretratamiento apenas varía durante el ensayo, manteniéndose en valores comprendidos entre 0.12 y 0.17 mg/l de Li<sup>+</sup>, considerablemente menores que los medidos en

las otras dos localizaciones. De hecho, aunque en la siguiente sección se analizará más en detalle, se observa que las curvas de concentración a la salida y en la recirculación no comienzan en cero, sino que tienen un cierto desfase, cuya magnitud es similar a la concentración de Li<sup>+</sup> que entra con el agua procedente del exterior.

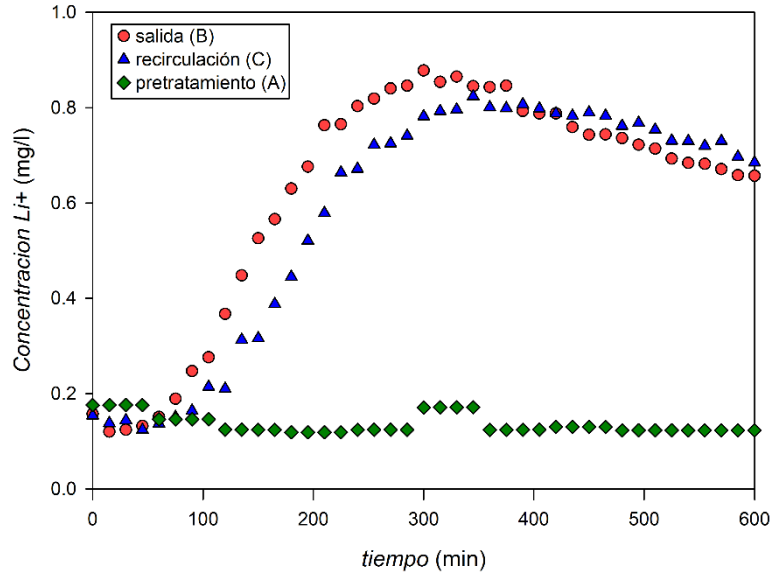


Figura 53. Concentración de Li<sup>+</sup> de las muestras tomadas en la salida y la recirculación durante el ensayo RTD.

#### 4.2.4. Análisis de los resultados experimentales. Modelización de la curva RTD en sistemas con recirculación

Una vez explicado el diseño y desarrollo del experimento RTD, se procede al análisis de los resultados obtenidos. El ensayo RTD proporciona la evolución temporal de la concentración de Li<sup>+</sup> en la salida del reactor, a partir de esta curva es posible obtener la curva E del reactor. Sin embargo, debido a las dos fuentes indeseables de Li<sup>+</sup> (pretratamiento y recirculación externa), el procedimiento convencional de análisis no proporciona la curva E debido al pulso de trazador introducido, sino que proporciona la curva S, suma de la curva E más la curva proporcionada por la entrada de Li<sup>+</sup> desde el exterior más la curva generada por la recirculación de Li<sup>+</sup>. En esta sección, además del análisis de incertidumbre experimental, se desarrollan tres métodos analíticos para aislar la curva E de la curva combinada S, evaluando además algunos indicadores RTD del reactor como el volumen activo o la dispersión.

##### Análisis de la incertidumbre experimental

Toda medida experimental lleva asociada una estimación de su resultado y una incertidumbre  $U$ . La estimación del resultado es el valor más probable del mensurando, quedando acotada esa probabilidad mediante un intervalo de confianza que da la incertidumbre. A continuación se lleva a cabo una estimación de la incertidumbre asociada a las medidas experimentales del ensayo experimental, siguiendo las recomendaciones de “*Guide to the expression of uncertainty in measurement*” ISO (1993). La incertidumbre de una variable  $Y$  que no es posible medir directamente, sino que es calculada a partir de otras variables independientes  $X_i$  es evaluada a partir de la fórmula de propagación de incertidumbres:

$$U(Y) = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left( \frac{\partial f}{\partial X_i} \right)^2 U^2(X_i)}. \quad (4.3)$$

En este caso, la variable dependiente es la curva RTD del reactor  $S(t)$ , calculada a partir del caudal  $Q$ , masa de trazador y concentración de cada muestra  $c_i$ :

$$S(t) = \frac{Q_T}{M} c(t). \quad (4.4)$$

De acuerdo con la guía ISO, la incertidumbre de cada variable independiente puede ser evaluada mediante dos métodos, en función de la información disponible, lo que proporcionará la clase de la incertidumbre, A o B. La incertidumbre de clase A ( $U_A$ ) está relacionada con la desviación típica de las distintas medidas tomadas para estimar una magnitud, representa la dispersión de las distintas medidas respecto a su media. La incertidumbre de clase B,  $U_B$ , se calcula a partir de los datos de incertidumbre del aparato de medida, facilitados por el fabricante. En el caso del experimento RTD llevado a cabo, la incertidumbre de la concentración de  $\text{Li}^+$  de las muestras  $c_i$ , es de clase B, calculada a partir de la precisión del espectrofotómetro (2% de la medida) multiplicada por un factor  $k = 2$  (intervalo de la medida con un nivel de confianza del 95.4%). La incertidumbre asociada a la medida del caudal se considera de clase A, ya que la incertidumbre del aparato es menor que la incertidumbre a las variaciones de caudal que se tuvieron durante el experimento (ver figura 52). La desviación típica del caudal tratado es  $U(Q_t)=33.88 \text{ m}^3/\text{h}$ , mientras que la del caudal recirculado es  $U(Q_{rec})=23.13 \text{ m}^3/\text{h}$ . La incertidumbre asociada a la masa de  $\text{Li}^+$  añadida no se ha tenido en consideración, ya que la pureza, masa del producto venían garantizados por el suministrador. Con todo lo anterior, la incertidumbre asociada a cada uno de las muestras que forman la curva RTD combinada  $S_i$  es:

$$U(S_i) = \sqrt{\left(\frac{Q_t+Q_R}{M}\right)^2 U^2(c_i) + \left(\frac{c_i}{M}\right)^2 (U^2(Q_t) + U^2(Q_R))}. \quad (4.5)$$

La figura 54 muestra la curva RTD combinada  $S$ , calculada a partir de las concentraciones de  $\text{Li}^+$  a la salida del reactor junto a los intervalos de incertidumbre. De acuerdo al método propuesto por la ISO, la incertidumbre propagada es menor del 10% en todos los puntos.

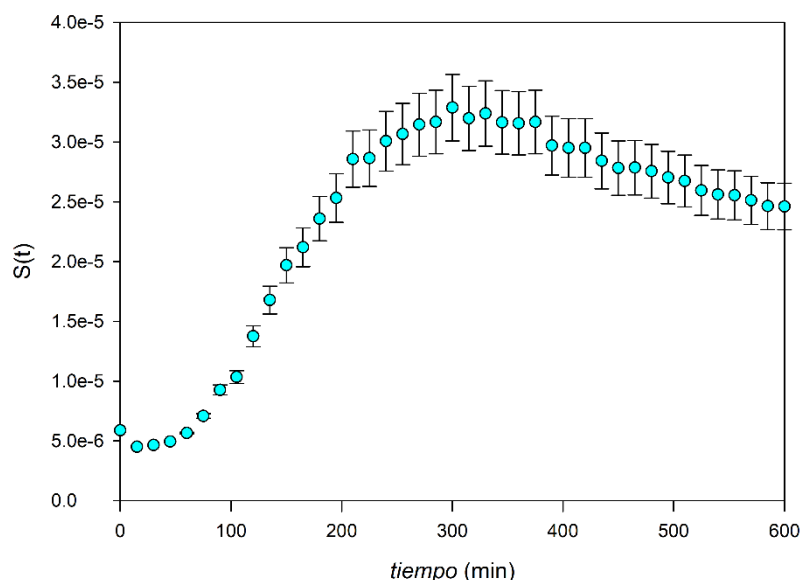


Figura 54. Curva RTD obtenida en la salida del reactor biológico durante el ensayo, se observa que la incertidumbre es menor del 10% en todas las medidas.

**Cálculo del desfase entre las concentraciones en salida y recirculación**

Una primera cuestión a abordar antes de presentar los modelos de aislamiento de la curva E de la curva conjunta S es la información mínima necesaria para poder aislar la curva del tipo pulso de las otras dos. En teoría, es necesario conocer las curvas temporales de cada una de las entradas de Li<sup>+</sup> que producen cada una de las tres curvas de salida: masa introducida en pulso, evolución temporal de concentración de Li<sup>+</sup> en la recirculación de fangos y concentración de Li<sup>+</sup> procedente del pretratamiento. Sin embargo, las medidas experimentales muestran que, tal y como cabría esperar, la concentración de trazador desde el pretratamiento, no varía significativamente con el tiempo, por lo que, salvo situaciones excepcionales (vertido puntual rico en litio), con tomar una muestra del agua bruta y asumir que durante todo el ensayo se mantiene esa entrada de Li<sup>+</sup> desde el exterior es suficiente para estimar la entrada del Li<sup>+</sup> desde la calle. Por otro lado, dada la configuración del tratamiento secundario de la EDAR (ver fig. 51), podría esperarse que hubiese una relación entre la concentración de trazador a la salida del reactor y la concentración de trazador en el fango recirculado. El efluente del reactor es enviado a los tanques MBR, en donde el fango es separado del agua depurada, siendo el fango, tras pasar por el pozo de fangos, recirculado a la cabecera del reactor. En teoría, dado que el LiCl está perfectamente disuelto en el licor de mezcla, el filtrado del MBR no debe modificar su concentración, por lo que la concentración del fango recirculado debe de ser igual a la del efluente del reactor. De hecho, en la figura 53 se observa que ambas curvas presentan tienen una tendencia similar, con concentraciones similares, aunque la curva de la recirculación parece estar retrasada respecto a la de la salida del reactor. La razón de este retardo es el tiempo de residencia del fango en el MBR y en el pozo de fangos; sería interesante cuantificar el valor del desfase temporal para así poder estimar la curva de concentraciones de la recirculación sin tener que tomar muestras en la recirculación. A continuación se lleva a cabo un estudio para obtener analíticamente el tiempo de desfase entre ambas curvas.

El método empleado para el cálculo del desfase entre las curvas de concentración de la salida del reactor S y la recirculación de fangos R se basa en la minimización de la suma del cuadrado de los residuales. El método consta de las siguientes etapas:

- 1) Se realiza una interpolación por *splines cúbicos* a ambas curvas, con la finalidad de tener valores de concentración de Li<sup>+</sup> en más intervalos de tiempo.
- 2) Se aplica un adelanto de tiempo  $t_r$  a la curva de concentraciones en la recirculación.
- 3) Se calcula la suma de los cuadrados de los residuales para el desfase  $t_r$ .

$$SC = \frac{\sum_{i=0}^{i=N-T} (S_i - R_{i+T})^2}{N}, \quad (4.6)$$

siendo  $N$  el número de puntos de cada curva tras la interpolación por splines cúbicos,  $T = t_r / (t_f / N)$ , donde  $t_f$  es la duración de ensayo.

- 4) Se repiten los pasos 2 y 3 variando  $t_r$  hasta encontrar el tiempo que minimiza  $SC$  entre ambas curvas.

Al realizar el procedimiento anterior sobre las curvas experimentales de concentración en la salida y en la recirculación, se obtiene que el tiempo de retraso  $t_r = 2556$  s (42.6 minutos) minimiza la suma de los cuadrados de los residuales. La figura 55 muestra el grado de ajuste para diferentes valores de retraso, mientras que la figura 56 muestra como quedarían ambas curvas tras aplicarle un retraso 42.6 minutos, se observa un alto grado de coincidencia entre ambas.

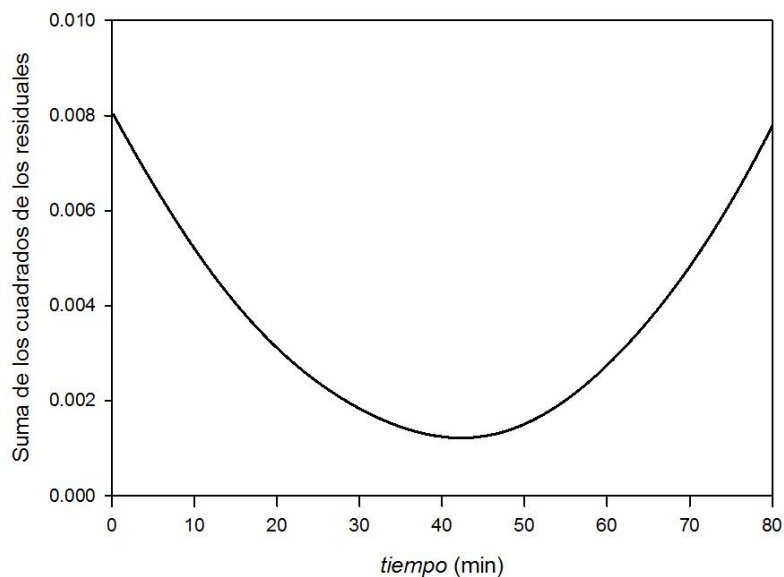


Figura 55. Suma de los cuadrados de los residuales entre salida y recirculación para distintos retardos.

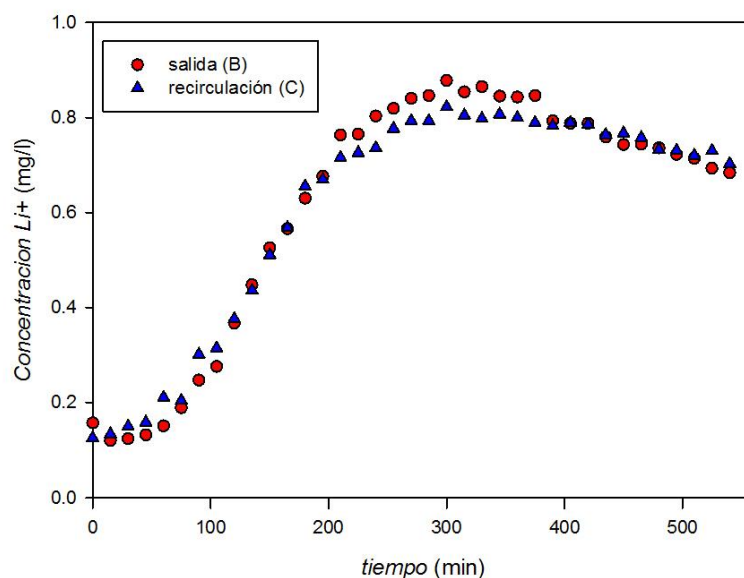


Figura 56. Concentraciones en la salida y recirculación tras aplicarle un adelanto de 42.6 minutos a la recirculación.

Tal y como se mencionó previamente, el tiempo de retraso entre las curvas de concentración de trazador en la salida y la recirculación está relacionado con el tiempo de residencia del fango en los trenes MBR y en la cámara de recirculación. El día del ensayo había dos trenes de membranas trabajando. El volumen de cada tren MBR es  $164 \text{ m}^3$ , mientras que la cámara de recirculación tiene un volumen de  $160 \text{ m}^3$ . Considerando que por el MBR circula todo el caudal (tratado más recirculado), y que la cámara de recirculación solo trasiega el caudal recirculado, el tiempo de residencia del fango entre los puntos salida (B) y recirculación (C) será la suma del tiempo de residencia en los trenes MBR más el tiempo de residencia en la cámara de recirculación. Sabiendo que el tiempo de residencia ideal en una zona se calcula como el cociente entre el volumen de la zona y el caudal trasegado en la zona, se tiene:

$$t_{restot} = t_{resMBR} + t_{resCamRec} = \frac{vol_{MBR}}{Q_{tot}} + \frac{vol_{CamRec}}{Q_{rec}}. \quad (4.7)$$

Utilizando los datos de caudal de la tabla 7, se tiene que el tiempo de residencia medio ideal del fango entre la salida del reactor biológico (B) y la zona de toma de muestras de la recirculación (C) es de 48 minutos. El volumen activo se calcula como el cociente entre el tiempo de residencia real e ideal. En este caso, con un tiempo de residencia real de 42.6 minutos, lo que se traduce en que el 88.8% del volumen conjunto de los dos trenes MBR y la cámara de recirculación es volumen activo.

#### Cálculo de la curva E a partir de la curva conjunta S

A continuación se presentan los tres modelos analíticos desarrollados para aislar la curva E del reactor producida por el pulso de trazador de la curva conjunta S, combinación de la curva E, respuesta del reactor a la entrada de  $\text{Li}^+$  desde el exterior y respuesta del reactor a la entrada de trazador por la recirculación.

Para realizar el análisis de distribución de tiempos de residencia (RTD) en el reactor, es necesario trabajar con flujos de trazador en lugar de con concentraciones, para tal transformación se aplica la ecuación (4.4) a cada una de las tres señales, dicha ecuación multiplica la concentración por el caudal de agua, y posteriormente se divide entre la masa total de  $\text{Li}^+$  introducida para que el área bajo la curva fracción saliente de trazador  $E(t)$  sea uno. El caudal es el especificado en la tabla 7 (distinto para la salida, pretratamiento y recirculación) y la masa de  $\text{Li}^+$  es 6.18 kg. La figura 57 muestra las curvas de fracción de caudal de  $\text{Li}^+$  trasgado en la salida, en la recirculación y en el pretratamiento. Se observa que, a pesar de que en la salida y en la recirculación se tienen similares concentraciones de  $\text{Li}^+$  (ver figura 56), en la recirculación se trasiega menos caudal de  $\text{Li}^+$ , ya que el caudal de agua recirculado es menor que el de la salida (ver tabla 7).

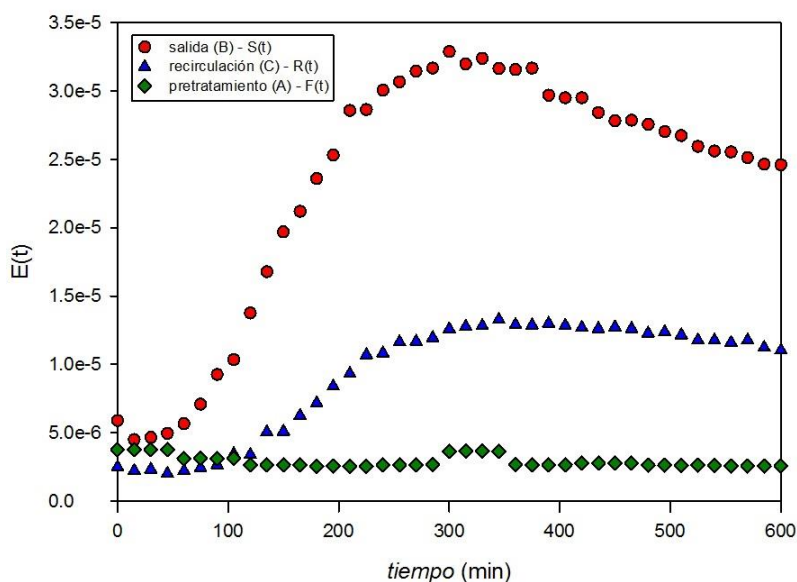


Figura 57. Fracción de  $\text{Li}^+$  trasgada en cada instante de tiempo en salida, recirculación y pretratamiento.

Los procedimientos propuestos se basan en estimar de manera preliminar el valor de la curva E del reactor, y a partir de esta sacar y superponer las curvas de salida del reactor a cada una de las tres entradas de  $\text{Li}^+$ , posteriormente se compara la curva superposición obtenida con la estimación con la proporcionada por el experimento hasta encontrar la curva que mejor se ajusta, mediante la minimización de la suma de los cuadrados de los residuales. La búsqueda bibliográfica muestra que la ecuación de Levenspiel (Ec. (4.1)) para reactores con dispersión axial



es válida para modelizar la curva E de reactores cuyo comportamiento es intermedio entre el flujo pistón y el perfectamente mezclado, como ocurre en el reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar, por lo que esta curva es empleada para la estimación de la curva E del experimento llevado a cabo. De acuerdo a la ecuación, tal y como se explicó anteriormente, la fracción del trazador introducido que sale por la salida del reactor en cada instante de tiempo  $E(t)$  depende de dos parámetros: el tiempo de residencia promedio  $t_0$  y la dispersión  $d$  de la curva. El procedimiento de ajuste para cada uno de los modelos propuestos consiste en encontrar los dos parámetros de la curva teórica ( $d, t_0$ ) que minimice la suma de los cuadrados de las diferencias entre las curvas  $S(t)$  experimental y analítica. Se han desarrollado tres modelos, en función de la información disponible del experimento:

- 1) Modelo 1. Dos entradas: impulso de Li+ y caudal de Li+ procedente de la recirculación, sacada a partir de los datos experimentales, restando un nivel de Li+ medio del agua procedente de pretratamiento.
- 2) Modelo 2. Dos entradas: impulso de Li+ y caudal de Li+ procedente de la recirculación, tomada como una fracción del caudal saliente de Li+ del reactor, retrasado un tiempo  $t_r$ , restando un nivel de Li+ medio del agua de pretratamiento.
- 3) Modelo 3. Tres entradas independientes, usando datos experimentales de concentración de Li+ en recirculación y entrada de pretratamiento.

A continuación se presentan las ecuaciones y los ajustes obtenidos con cada uno de ellos.

#### **Modelo 1. Dos entradas, usando datos experimentales de recirculación**

En este caso, el sistema que se tiene se modeliza como una entrada de tipo pulso (litio introducido a la entrada, cuya salida se asimilará a la curva de Levenspiel  $E(t)$ ), más una entrada variable en el tiempo  $R(t)$  (sacada a partir de la ecuación (4.4) con las concentraciones experimentales). En este método se supone que la concentración de Li+ del agua procedente de pretratamiento es constante, luego se resta el valor medio de las concentraciones de las muestras tomadas en pretratamiento (0.135 mg/l) a las concentraciones experimentales en recirculación y salida. La función teórica de salida será la integral en el tiempo de lo que va entrando por la convolución de la función de Levenspiel. Esta segunda salida debido a la recirculación se puede interpretar como si cada instante infinitesimal de tiempo se inyectará una inyección  $R(t_i)$  en el reactor, con una salida asociada  $R(t_i)E(t - t_i)$ . La salida total sería la suma de todas las salidas provocadas por cada una de las entradas  $R(t_i)$ :

$$S(t) = E(t) + \int_{\tau=0}^{\tau=t} R(\tau)E(t - \tau) d\tau, \quad (4.8)$$

Para hacer el ajuste de  $S(t)$ , se emplea la curva  $R(t)$  tomada experimentalmente y se van variando los parámetros de la curva de Levenspiel hasta que se minimice la diferencia de los cuadrados de los residuales entre los valores teóricos y experimentales de  $S(t)$ . El ajuste se realiza para las 10 horas de duración del ensayo. La figura 58 muestra la comparación entre la curva obtenida experimentalmente y la teórica. La tabla 8 recoge los parámetros de la curva teórica. De acuerdo con el análisis, en este régimen de trabajo (agitación en la primera zona y aireación en el resto) el 71.0% del volumen del reactor es volumen activo. La dispersión es relativamente alta, lo que muestra que el comportamiento del flujo no se asemeja al del flujo pistón (ver figura 48).

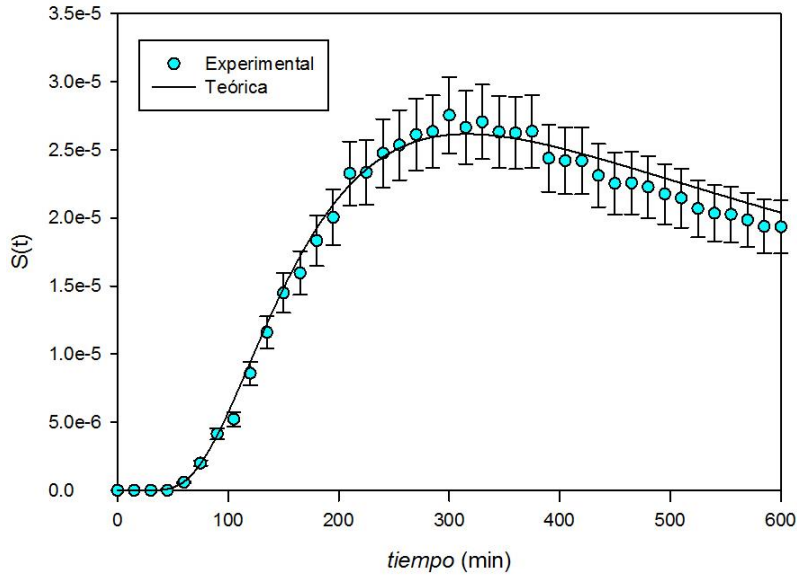


Figura 58. Comparación de las curvas teórica y experimental, usando los datos de concentración en la recirculación.

Tabla 8. Parámetros del ajuste de la curva de Levenspiel a la experimental (modelo 1).

$d$	0.251
$t_0$ (mins)	387
Vol activo (%)	71.0
$R^2$	0.992

Haciendo el mismo ajuste, pero con sólo las primeras 8 horas de ensayo (tiempo en que el reactor trabajo en condiciones fluidodinámicas constantes) se obtiene  $d = 0.244$ ;  $t_0 = 388 \text{ min}$  con  $R^2 = 0.995$ .

#### Modelo 2. Dos entradas, sin usar datos experimentales de recirculación

En este método, al igual que en el modelo 1, se tienen dos entradas de  $\text{Li}^+$  al reactor: el impulso y el procedente de la recirculación. La diferencia radica en que en este método, en lugar de emplear los datos experimentales de concentraciones en la recirculación, el caudal de  $\text{Li}^+$  procedente de la recirculación se calcula a partir del caudal de  $\text{Li}^+$  saliente del reactor, aplicándole un tiempo de retardo  $t_r = 2556 \text{ s}$ , calculado en la sección anterior. Si la fracción de caudal recirculado es  $r$ , y suponiendo que la concentración de  $\text{Li}^+$  en el agua no varía tras el paso por el MBR, es posible obtener la fracción de trazador que está saliendo en cada instante del reactor, asumiendo que está entrando en el reactor lo mismo que sale, pero con un retardo  $t_r$ . Al igual que en el anterior método, se supone que la concentración de  $\text{Li}^+$  en el agua proveniente del pretratamiento es constante. Nuevamente se aplica una convolución, pero en este caso se tiene que lo que entra al reactor es lo que ha salido de él  $t_r$  segundos antes, multiplicado por la fracción de caudal recirculado.

$$S(t) = E(t) + \int_{\tau=t_r}^{\tau=t} rS(\tau - t_r)E(t - \tau) d\tau. \quad (4.9)$$

Según la tabla 7, la fracción de recirculación externa es  $r = 0.43$ . Haciendo nuevamente un ajuste numérico por mínimos cuadrados (ver figura 59) se obtienen los parámetros mostrados en la tabla 9, los datos son muy similares a los obtenidos en el análisis anterior.

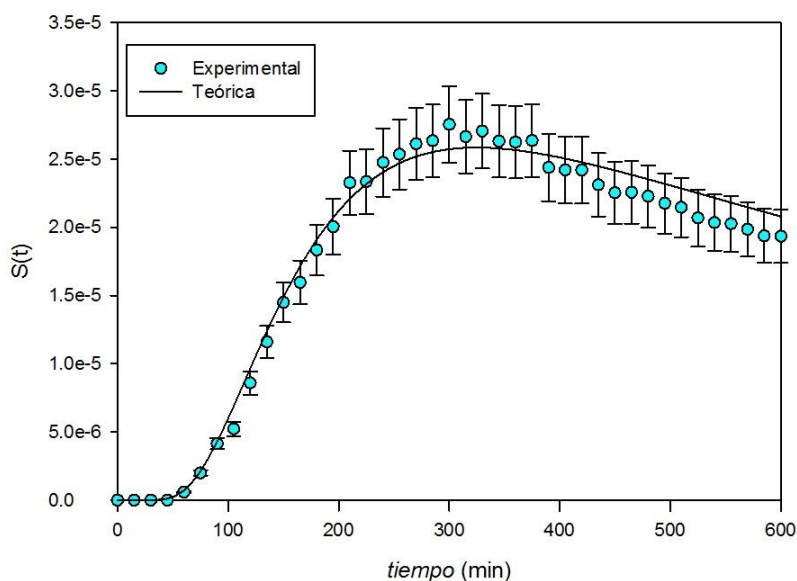


Figura 59. Comparación de las curvas teórica y experimental, suponiendo igual concentración en salida y recirculación.

Tabla 9. Parámetros del ajuste de la curva de Levenspiel a la experimental (modelo 2).

d	0.253
$t_0$ (mins)	388
Vol activo (%)	71.1
$R^2$	0.990

Haciendo el ajuste con sólo las primeras 8 horas de ensayo se obtiene  $d = 0.245$ ;  $t_0 = 388 \text{ min}$  con  $R^2 = 0.994$ .

### Modelo 3. Con tres entradas independientes

Este método tiene la peculiaridad de que incluye tres entradas distintas: el impulso, lo que entra por la recirculación, y una tercera entrada que modeliza la entrada de  $\text{Li}^+$  procedente del pretratamiento, sacada a partir las medidas experimentales en el pretratamiento. La figura 60 muestra el esquema de este modelo, las letras A, B y C corresponden al lugar donde se ha tomado la medida experimental correspondiente a ese flujo (ver figura 51).

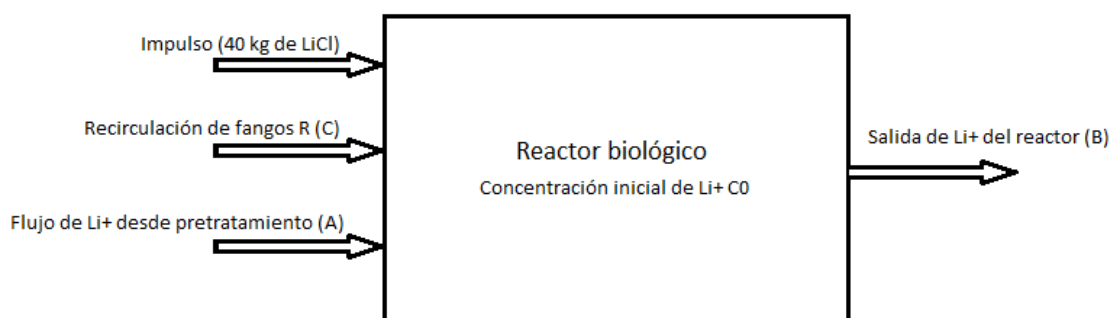


Figura 60. Esquema del modelo analítico con tres entradas independientes.

La fórmula usada en este caso es:

$$S(t) = E(t) + \int_{\tau=0}^{\tau=t} (F(\tau) + R(\tau))E(t - \tau) d\tau + C_0(1 - \int_{\tau=0}^{\tau=t} E(\tau) d\tau), \quad (4.10)$$

Donde  $F(t)$  es el caudal de  $\text{Li}^+$  que entra desde pretratamiento y  $R(t)$  el que viene de la recirculación, ambos sacados a partir de los datos del laboratorio, mediante la ecuación (4.4). El término  $C_0(1 - \int_{\tau=0}^{\tau=t} E(\tau) d\tau)$  modeliza el vaciado del  $\text{Li}^+$  que hay en el reactor en el momento de empezar el ensayo,  $C_0$  se ha obtenido a partir de la media de las concentraciones experimentales en la salida durante los primeros 45 minutos de ensayo; se ha supuesto que ese caudal de  $\text{Li}^+$  que sale al principio del ensayo no es el introducido, sino que corresponde al nivel base en el agua del reactor. La figura 61 muestra el ajuste obtenido entre ambas curvas por este método de las tres entradas independientes. La tabla 10 muestra los parámetros de Levenspiel del ajuste, se observa como el grado de ajuste es alto. Los valores de los parámetros son idénticos a los obtenidos con el primer método.

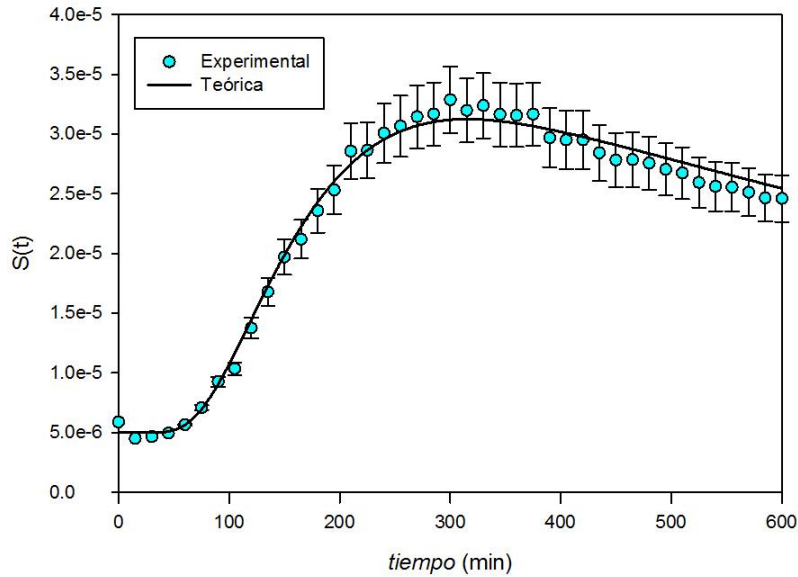


Figura 61. Comparación de las curvas teórica y experimental, con el método de las tres entradas independientes.

Tabla 10. Parámetros del ajuste de la curva de Levenspiel a la experimental (método 3).

$d$	0.251
$t_0$ (mins)	387
Vol activo (%)	71.0
$R^2$	0.992

Haciendo este mismo análisis para las primeras 8 horas de ensayo, se tiene  $d = 0.244$  y  $t_0 = 388$  minutos, con  $R^2 = 0.992$ .

#### Comparación de los modelos analíticos desarrollados

La figura 62 compara las curvas  $S$  obtenidas por los tres métodos analíticos diferentes, comparándola con los resultados experimentales reales y con la obtenida al ajustar directamente el modelo de Levenspiel (Ec. (4.1), curva E). A las curvas obtenidas por los modelos 1, 2 y aplicando directamente Levenspiel se le ha sumado el nivel base correspondiente al promedio de  $\text{Li}^+$  en las muestras tomadas en el pretratamiento. La comparación muestra que, tal y como cabría esperar, aplicando directamente el modelo de dispersión axial de Levenspiel no es posible reproducir correctamente el comportamiento de la curva, pues al no tener en cuenta la recirculación el valor de la curva decae en la zona de la cola, a diferencia de lo que ocurre en el caso experimental y en los modelos desarrollados. De hecho, sin considerar el nivel base (offset), el área bajo la curva de Levenspiel es de 1, mientras que en los modelos desarrollados el área bajo la curva es  $1/(1-r)=1.755$ , siendo  $r$  la fracción de caudal recirculada

( $r=0.43$ ). De entre los tres modelos desarrollados, aunque los tres presentan un ajuste excelente con los datos experimentales, el modelo 2 presenta un valor de  $R^2$  ligeramente menor (0.990 frente a 0.992); sin embargo, conviene recordar que este segundo modelo no necesita de la toma de muestras en el pretratamiento ni en la recirculación, pues estima el valor de la curva de pretratamiento a partir de una única concentración y el de la concentración en la recirculación a partir del tiempo de residencia en los elementos de la recirculación (MBR y pozo de fangos en este caso). Otra ventaja del modelo 2 respecto a los otros dos es que, al no necesitar la curva experimental de concentración en la recirculación, es capaz de estimar el comportamiento de la curva compuesta para tiempos mayores de la duración del ensayo. Por otro lado, el modelo 3, a pesar de ser más complejo y necesitar más datos experimentales, no muestra ninguna mejora considerable respecto al modelo 1.

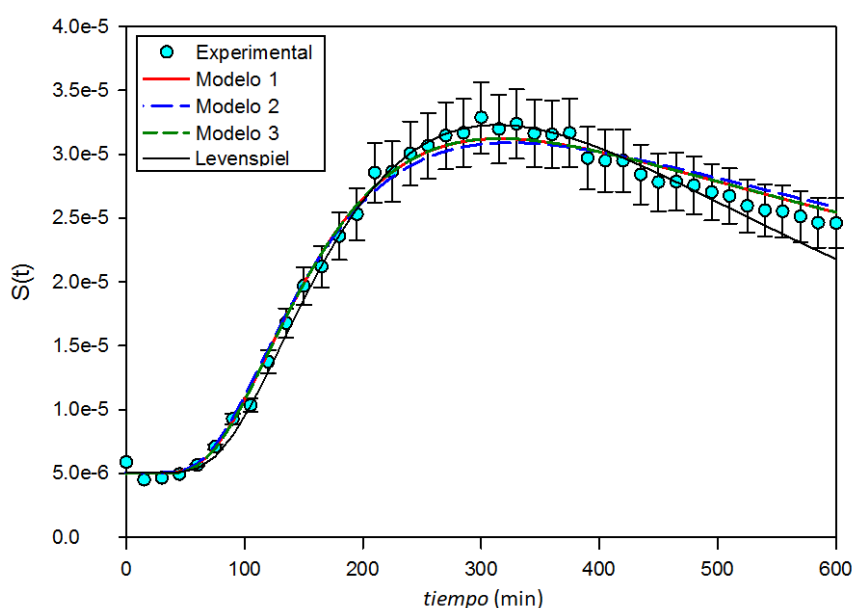


Figura 62. Comparación de las curvas RTD obtenidas por los tres métodos desarrollados y aplicando directamente el modelo de dispersión axial de Levenspiel con la curva experimental.

La tabla 11 compara los parámetros de la ecuación de Levenspiel obtenidos por cada método, así como el coeficiente de regresión del ajuste. Se observa que, de acuerdo al experimento, el volumen activo del reactor biológico, bajo las condiciones de operación del experimento, es del 71%, mientras que la dispersión adimensional es relativamente alta (sobre 0.25).

Tabla 11. Comparación de los parámetros de Levenspiel obtenidos por los tres diferentes métodos analíticos y aplicando directamente la ecuación.

	Método 1	Método 2	Método 3	Leven.
d	0.251	0.253	0.251	0.219
$t_0$ (mins)	387	388	387	389
Vol activo (%)	71.0	71.1	71.0	71.3
$R^2$	0.992	0.990	0.992	0.982

En la publicación de Water Research “Hydraulic chracterization of an activated sludge reactor with recycling system by tracer experiment and analytical models” (Sánchez *et al.* 2016) se explica el diseño, desarrollo y análisis del experimento RTD llevado a cabo en esta investigación.

#### 4.2.5. Selección de la técnica CFD más adecuada para la simulación RTD

A continuación se muestran los resultados del análisis sobre la capacidad de los dos métodos CFD disponibles para la simulación RTD, empleando como patrón para la comparación la curva obtenida experimentalmente en el reactor. Como primer paso, previo a la comparación, se realiza una simulación CFD fluidodinámica del reactor biológico bajo las condiciones de funcionamiento que se tenían en el experimento, obteniendo los campos de velocidad y turbulencia que sirven como base para la simulación RTD. Posteriormente se realiza la simulación RTD del reactor biológico, empleando las dos técnicas numéricas encontradas en la bibliografía: ecuación de transporte de un escalar inerte (perspectiva Euler) y seguimiento de partículas discretas sin masa (perspectiva Lagrange). La comparación de las curvas RTD obtenidas por ambos métodos con la obtenida mediante el experimento servirá para seleccionar cuál de los dos métodos numéricos es más adecuado para este tipo de instalaciones, encontrando que la técnica de seguimiento de partículas sin masa no es capaz de reproducir correctamente la curva RTD en sistemas con flujos complejos altamente difusivos. Por últimos, tras analizar las razones de la incapacidad del método lagrangiano en este tipo de flujos, se realiza la validación experimental del modelo CFD.

##### Simulación CFD

Se ha realizado una simulación numérica del caso experimental, utilizando el modelo CFD desarrollado, empleando las condiciones de funcionamiento del experimento: caudal total de agua trasugada de  $873.1 \text{ m}^3/\text{h}$ , sólo los dos agitadores de la zona anóxica activos, y un caudal de aire de  $495 \text{ m}^3/\text{h}$  en la zona óxica 1;  $290 \text{ m}^3/\text{h}$  en la zona óxica 2;  $213 \text{ m}^3/\text{h}$  en la zona óxica 3.

Los resultados numéricos alcanzados llevan a las mismas conclusiones que las presentadas en la sección 4.1. En la zona con agitación se forma un vórtice debido al desalineamiento entre los chorros de los agitadores. En las otras tres zonas, el empuje vertical de aire provoca un gradiente de presión vertical, que es mayor cuanto mayor es el caudal de aire inyectado en la zona. La figura 63 muestra los vectores velocidad en un plano intermedio del reactor ( $z=2.5 \text{ m}$ ).

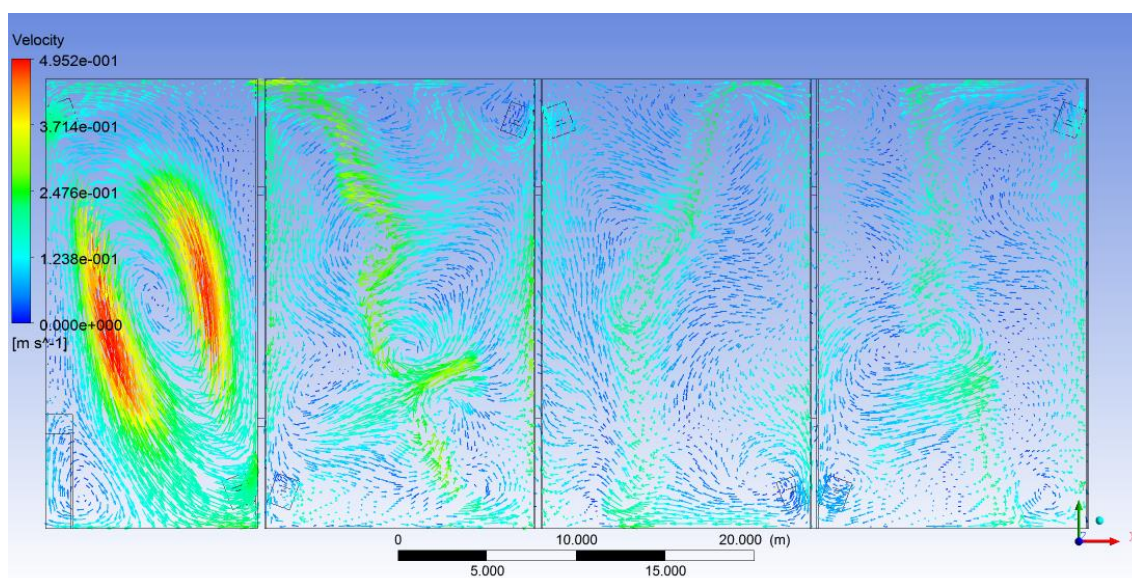


Figura 63. Vectores velocidad en el plano horizontal  $z=2.5 \text{ m}$  para el caso de validación experimental.

### Selección del método CFD-RTD más adecuado

Una vez que se ha resuelto el campo de velocidades estacionario en el reactor, se realiza la simulación del ensayo RTD de tipo pulso mediante los dos métodos mencionados anteriormente. La reaparición de trazador por la recirculación de fangos es tenida en cuenta en ambos métodos, mediante la introducción de una segunda fuente de trazador, empleando las concentraciones tomadas en el experimento (fig. 57). La figura 64 muestra la comparación de la curva RTD a la salida (S, composición de E más la debida a la recirculación) obtenida por las dos técnicas numéricas y experimentalmente. Se observa claramente que la curva obtenida mediante la resolución de la ecuación de transporte de un trazador inerte, a pesar de presentar mayor coste computacional, se ajusta mejor a los datos experimentales, mientras que la obtenida mediante el seguimiento de partículas presenta una forma diferente, con un pico de mayor magnitud (menos dispersión) y con menores tiempos de residencia (menor volumen activo).

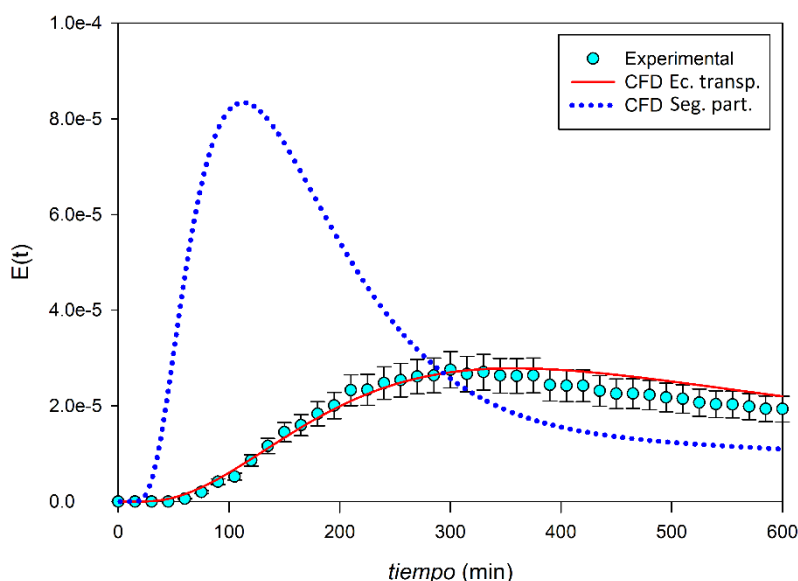


Figura 64. Comparación de la curva RTD obtenida por las dos técnicas CFD y por el experimento.

En base a lo anterior, queda claro que, para reactores con flujos complejos, muy diferentes al flujo pistón, como el analizado en este estudio, la técnica CFD más adecuada para el análisis RTD es la resolución de la ecuación de transporte de un trazador inerte. A continuación, antes de realizar una validación experimental más rigurosa del modelo, se analizan las causas de la ineptitud del seguimiento de partículas sin masa para el análisis RTD en este tipo de reactores biológicos.

### Análisis de la incapacidad del seguimiento de partículas sin masa para la simulación RTD en reactores con flujos complejos

Tal y como se comentó en el capítulo 3 de esta tesis, el método del seguimiento de partículas sin masa para el cálculo RTD se basa en, una vez que se tienen los campos de velocidad y turbulencia, introducir partículas discretas en el dominio, distribuyéndolas uniformemente en la superficie de entrada al dominio. Cada una de las partículas se moverá con la velocidad de la celda en donde está situada, teniendo en cuenta la turbulencia mediante el modelo de seguimiento discreto aleatorio (Discrete Random Walk, DRW). Aunque las ecuaciones del modelo fueron presentadas en el capítulo, conviene recordarlas para facilitar el análisis realizado. En el modelo DRW, la velocidad instantánea de cada partícula es la suma de una componente media  $\vec{U}$  (velocidad en la celda contenedora) más un término fluctuante  $\vec{u}'$ :



$$\vec{u}_p = \vec{U} + \vec{u}'. \quad (4.10)$$

La magnitud de cada una de las componentes fluctuantes, para el modelo de turbulencia  $k$ - $\varepsilon$ , se calculan mediante la siguiente ecuación:

$$u' = \zeta \sqrt{k/\varepsilon}, \quad (4.11)$$

siendo  $\zeta$  un número aleatorio calculado a partir de una distribución normal. Al integrar la velocidad de la partícula para calcular la trayectoria, el valor del término fluctuante de la velocidad es mantenido constante durante un determinado intervalo de tiempo, calculado a partir del tiempo característico de vida de los remolinos  $\tau_e$ ,

$$\tau_e = -C_L \sqrt{\frac{k}{\varepsilon}} \ln(r), \quad (4.12)$$

donde  $r$  es un número aleatorio que sigue una distribución uniforme con valores comprendidos entre 0 y 1. El valor de la constante  $C_L$  debe ser determinado previamente mediante experimentación o búsqueda bibliográfica, siendo su valor por defecto para el modelo  $k$ - $\varepsilon$ ,  $C_L=0.15$  (ANSYS 2012). La curva presentada en la figura 64 ha sido obtenida empleando ese valor para la constante. Con el fin de analizar la influencia del parámetro  $C_L$ , que determina la duración de los torbellinos en la curva RTD, se han realizado distintas simulaciones RTD bajo las condiciones de operación que el experimento real, empleando la técnica de seguimiento de partículas, con distintos valores de  $C_L$ . La figura 65 compara las curvas RTD obtenidas para cada valor de  $C_L$ , con las obtenidas experimentalmente y mediante la resolución de la ecuación de transporte de un trazador inerte. La curva denota una alta influencia del valor de  $C_L$  en la curva RTD proporcionada, especialmente para valores bajos del parámetro; conforme aumenta el valor de  $C_L$ , su influencia en la curva decae. La comparación muestra que al disminuir el valor de  $C_L$ , aumenta la dispersión y tiempo de residencia de la curva RTD, ajustándose mejor a la experimental. Este fenómeno se debe a que algunas partículas tienden a tomar las mismas trayectorias, concentrándose en ciertas zonas y disminuyendo la dispersión de la curva RTD. Esta limitación del DRW se denomina falso arrastre (spurious drift, MacInnes and Bracco 1992). El falso arrastre del DRW es definido como la acumulación de partículas con masa inapreciable (como las usadas para el RTD) en regiones de baja turbulencia. Cuando el comportamiento del flujo es cercano al flujo pistón, el gradiente espacial de la turbulencia es tan bajo que este fenómeno no ocurre, por lo que la influencia del parámetro  $C_L$  en la curva RTD es despreciable. Sin embargo, en flujos fuertemente no homogéneos, como el del interior del reactor biológico de San Pedro del Pinatar (vórtices, zonas separadas por pequeños pasadizos), este fenómeno imposibilita la correcta simulación de la curva RTD mediante seguimiento de partículas (Dehbi 2008). Aunque esta limitación del modelo ha sido analizada en la bibliografía por varios autores (MacInnes and Bracco 1992, Visser 1997, Dehbi 2008), su importancia es en ocasiones subestimada. De hecho, la misma guía teórica del software CFD empleado advierte sobre esta limitación para flujos con un patrón lejano al flujo pistón: *The DRW model may give nonphysical results in strongly nonhomogeneous diffusion-dominated flows, where small particles should become uniformly distributed. Instead, the DRW will show a tendency for such particles to concentrate in low-turbulence regions of the flow*".



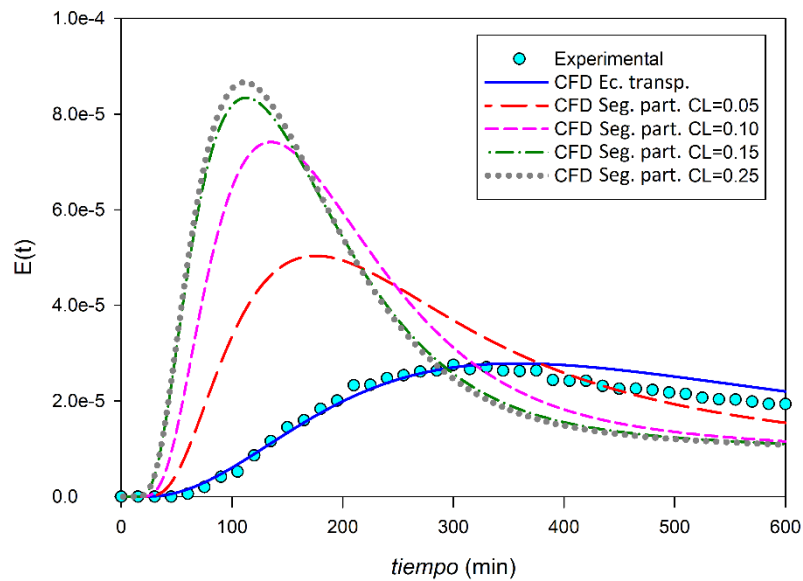


Figura 65. Influencia del parámetro  $C_L$  en la curva RTD calculada con seguimiento de partículas. Se observa que al disminuir el valor de la constante la curva se aproxima más a la experimental.

La figura 66 ilustra el efecto de falso arrastre en una simulación para un caso sin aireación. La figura representa el contorno del campo escalar  $F$ . El campo escalar  $F$  se define matemáticamente como la integral temporal del campo escalar  $E$  (ver Ec. 4.2) durante el ensayo. De manera conceptual,  $F$  está relacionado con el volumen activo del reactor; al comienzo del ensayo RTD, el valor del campo  $F$  es nulo en todo el dominio. Sin embargo, conforme va avanzando el ensayo, el valor de  $F$  en las zonas por donde pasa el trazador va aumentando ( $F$  es el acumulado temporal de  $E$ ). De acuerdo a la teoría RTD, una vez acabado el ensayo, el valor del campo  $F$  varía entre 0 y 1, siendo 0 en el volumen no renovado y 1 en las zonas totalmente renovadas. Sin embargo, en la figura se observa que en algunas zonas, especialmente cerca de las paredes, el valor de  $F$  está por encima de 1.5, evidenciando el falso arrastre, la acumulación de las partículas en zonas de baja turbulencia.

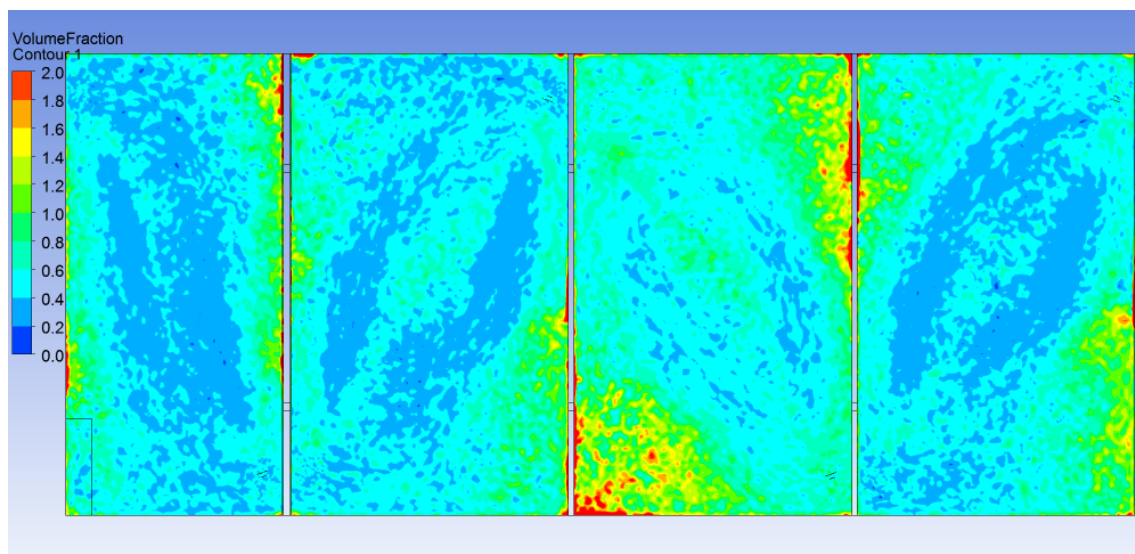


Figura 66. Campo  $F$  en el reactor para un caso sin aireación. Se aprecia el efecto de falso arrastre ya que en las zonas de baja turbulencia (cerca de las paredes), el valor de  $F$  es superior a 1, evidenciando la acumulación de partículas.

Esta limitación del método puede ser reducida si se emplea una malla con menor tamaño de elemento, ya que añadiría nuevos posibles caminos a las partículas, aunque a costa de un mayor

coste computacional. La figura 67 muestra la influencia del tamaño de malla en la curva RTD obtenida mediante seguimiento de partículas sin masa para el caso del experimento, con  $C_L=0.05$ . Los tamaños de las mallas son 9.4, 5.3 y 1.8 millones de elementos, respectivamente. Se observa que al refinar la malla la curva RTD numérica se aproxima más a la experimental. Sin embargo, la curva RTD obtenida mediante la resolución de la ecuación de transporte de un trazador inerte no se ve modificada por la variación del tamaño de elemento.

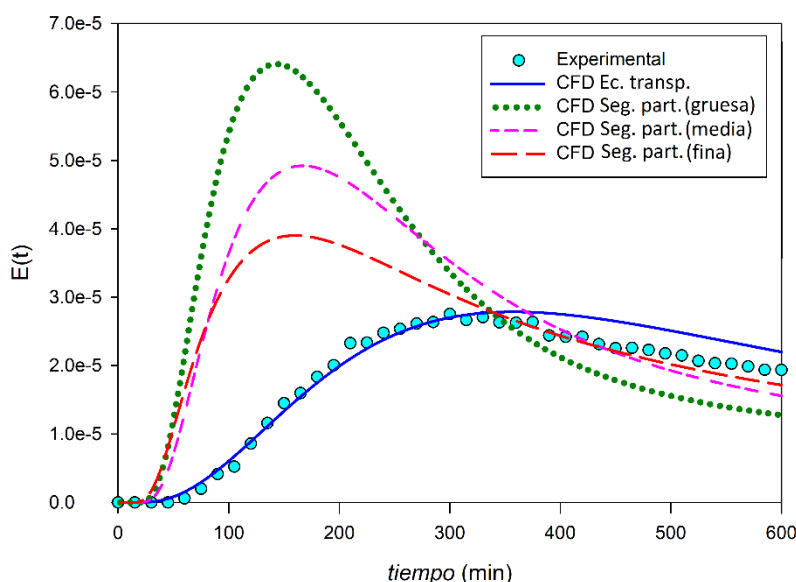


Figura 67. Influencia del tamaño de elemento en la curva RTD calculada con seguimiento de partículas. Al disminuir el tamaño de elemento la curva se aproxima más a la experimental, a costa de un mayor coste computacional.

En conclusión, para este caso, donde geometría, agitadores y difusores de aire generan un flujo complejo, lejano al flujo pistón ideal, la técnica de seguimiento de partículas para el cálculo RTD resulta ser imprecisa y poco robusta, debido al fenómeno de falso arrastre que genera una alta influencia del valor de la constante  $C_L$  y del tamaño de malla en la curva RTD proporcionada, algo que no ocurre en los casos con flujos similares al pistón ideal. Al contrario, la técnica RTD basada en la resolución de la ecuación de transporte de un trazador inerte resulta ser una herramienta precisa y robusta, capaz de aproximarse notablemente a las medidas experimentales con una mucho menor influencia del tamaño de elemento, aunque con un mayor coste computacional.

#### Validación experimental del modelo CFD

Una vez seleccionada la técnica CFD más adecuada para la simulación RTD del reactor biológico analizado, se procede a una validación más detallada del modelo, basándose en la comparación de las curvas compuesta a la salida del reactor  $S$  obtenidas en el ensayo experimental de trazador de tipo pulso y mediante la resolución de la ecuación de transporte de un trazador inerte. Conviene recordar que la simulación CFD-RTD requiere la simulación previa de los campos de velocidad y turbulencia, luego la validación del modelo mediante la curva RTD no se limita a la validación del procedimiento RTD, sino que implica la correcta simulación de los campos de velocidad y turbulencia. Partiendo de la simulación CFD de fluidodinámica realizada bajo las condiciones de operación que se tuvieron durante el experimento (presentados arriba en esta misma sección), se realiza la resolución transitoria de la ecuación de transporte de un trazador inerte, siguiendo el procedimiento descrito en la sección 3.1.2. Se han realizado dos simulaciones numéricas del ensayo RTD:

- Añadiendo dos entradas de  $Li^+$ : entrada impulso y caudal de  $Li^+$  de la recirculación.

- Añadiendo tres entradas independientes de  $\text{Li}^+$ : entrada pulso, caudal de  $\text{Li}^+$  en la recirculación, caudal de  $\text{Li}^+$  procedente del pretratamiento.

La curva compuesta obtenida añadiendo dos entradas de  $\text{Li}^+$  corresponde a la representada en la figura 64; esta simulación incluye dos entradas de  $\text{Li}^+$ : la entrada impulso de 6.64 kg de  $\text{Li}^+$  y el caudal de  $\text{Li}^+$  procedente de la recirculación, obtenido a partir de los datos experimentales (ver fig. 57). Para tener en cuenta la concentración de  $\text{Li}^+$  del agua procedente del pretratamiento, a la concentración de  $\text{Li}^+$  en la recirculación se le resta el nivel medio de  $\text{Li}^+$  de las muestras del pretratamiento (0.135 mg/l). La simulación con tres entradas incluye las dos entradas de  $\text{Li}^+$  anteriores (pulso y recirculación externa), además del flujo de  $\text{Li}^+$  procedente del pretratamiento, calculado a partir de las medidas experimentales (ver fig. 57). Además, se supone una concentración inicial de  $\text{Li}^+$  en el reactor, sacada a partir de la media de las concentraciones experimentales en la salida en los primeros 45 minutos. La figura 68 muestra la comparación de la curva composición experimental, con las dos obtenidas mediante la resolución CFD de la ecuación de transporte de un escalar inerte (dos y tres entradas de  $\text{Li}^+$ ).

Se observa que apenas hay diferencias entre las dos curvas CFD. Esta superposición entre las dos curvas numéricas obtenidas por dos métodos diferentes tiene su explicación en la baja variación de la concentración de  $\text{Li}^+$  del agua de entrada, en comparación con la concentración del  $\text{Li}^+$  añadido, algo similar a lo que ocurre al comparar los modelos analíticos 2 y 3. El grado de coincidencia entre los datos experimentales y los resultados numéricos es considerablemente alto, sobre todo durante las primeras 6 horas de ensayo. A partir de la sexta hora, las concentraciones de  $\text{Li}^+$  en la salida son menores que las numéricas. Este fenómeno puede ser debido a la sedimentación de parte del  $\text{LiCl}$  en el fondo del reactor, especialmente en las zonas de baja velocidad. La hipótesis anterior conllevaría que parte de la sal no hubiese quedado perfectamente disuelta en el agua y hubiesen quedado micropartículas sin disolver. La investigación de Vereecken *et al.* (1999) muestra que el ratio de deposición del  $\text{LiCl}$  disuelto en agua se incrementa con la concentración del soluto, tamaño de partícula y baja velocidad. Siguiendo este razonamiento, el trazador que tarda más en salir del reactor, es porque ha pasado por zonas de menor velocidad, teniendo más riesgo de sufrir sedimentación.

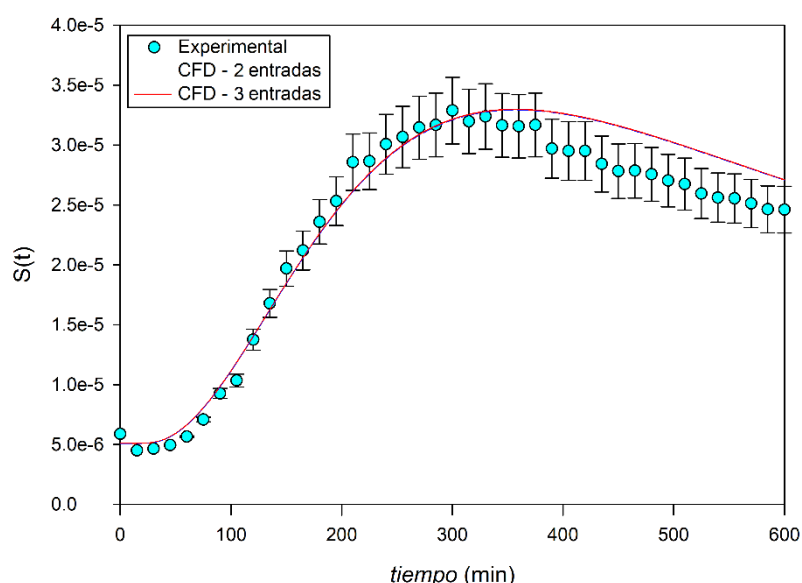


Figura 68. Comparación entre las curvas RTD obtenidas experimentalmente y numéricamente mediante la resolución de la ecuación de transporte de un trazador inerte. Se observa el buen ajuste entre ambos resultados.

Al realizar el ajuste de los resultados CFD a la curva analítica de Levenspiel, utilizando los datos de la recirculación, tal y como se hizo con los valores numéricos en el apartado 4.1, se obtienen los valores presentados en la tabla 12. Se observa que la curva RTD tiene un tiempo de residencia medio similar a la experimental ( $t_{0exp} = 387$  minutos), pero algo menos de dispersión que la experimental ( $d_{exp} = 0.251$ ).

Tabla 12. Parámetros del ajuste de la curva de Levenspiel a los resultados numéricos.

d	0.202
$t_0$ (mins)	403
Vol activo (%)	73.8
$R^2$	0.998

En base a la comparación entre la curva RTD experimental y la obtenida por el modelo numérico desarrollado, se deduce que el modelo es capaz de reproducir la curva RTD de la instalación, presentando únicamente desajustes cuando el tiempo de residencia es mayor de 6 horas, debido a la deposición de parte del LiCl al pasar por zonas de baja velocidad.

### 4.3. Análisis RTD del reactor biológico

Una vez seleccionado el método CFD más adecuado para la simulación RTD de reactores biológicos multizona y habiendo validado experimentalmente el modelo CFD, se procede al análisis RTD del reactor biológico bajo las cuatro condiciones de funcionamiento posibles: caudal de verano ( $Q=40000 \text{ m}^3/\text{h}$ ) con y sin aireación, caudal de invierno ( $Q=26000 \text{ m}^3/\text{h}$ ) con y sin aireación. Como se explicó en el capítulo 2 de esta tesis, la simulación RTD se realiza a partir de los resultados de la simulación fluidodinámicos (campos de velocidad y turbulencia) previamente calculados (presentados en la sección 4.1).

Los dos indicadores RTD empleados para la evaluación del funcionamiento fluidodinámico del reactor son el porcentaje de volumen activo y el parámetro de dispersión. Al igual que se ha procedido en la sección anterior, las curvas E obtenidas para cada régimen de funcionamiento son ajustadas, usando la técnica de mínimos cuadrados, a la función analítica de Levenspiel (Ec. (4.1)), que proporciona el valor de los dos indicadores RTD. El estudio servirá para analizar la influencia del caudal de líquido trasegado y la aireación en la curva RTD.

La figura 69 muestra la cuatro curvas E obtenidas para las cuatro condiciones de funcionamiento analizadas, mientras que la tabla 13 recoge los indicadores RTD en cada uno de los casos. Conviene destacar que el ajuste ente la curva proporcionada por la simulación y la ecuación analítica de Levenspiel ha sido excelente ( $R^2$  mayor de 0.99) en todos los casos. Las conclusiones que se desprenden del análisis RTD del reactor biológico son las siguientes:

- Bajo las cuatro condiciones de funcionamiento analizadas, el flujo tiene un comportamiento intermedio entre el flujo pistón ideal y el perfectamente mezclado.
- Tal y como cabría esperar, al disminuir el caudal trasegado por el reactor aumenta el tiempo de residencia medio del líquido en su interior. Sin embargo, el porcentaje de volumen activo apenas se ve influenciado por el caudal trasegado: se mantiene en torno al 83% sin aireación y al 73% con aireación. El parámetro de dispersión tampoco varía significativamente al modificar el caudal.
- La aireación tiene una notable influencia en los dos indicadores RTD empleados. Con independencia del caudal trasegado, al activar la aireación el tiempo medio de residencia decrece. Esto significa que el movimiento inducido por las burbujas en el fluido se traduce en

un menor volumen activo, en torno a un 10% respecto al funcionamiento sin aireación. De manera paralela, al activar la aireación se incrementa el parámetro de dispersión, pasa de ser 0.15 a 0.24. Esto es debido a que la aireación aumenta en nivel de mezclado en el reactor. De manera general, el análisis RTD muestra que la aireación genera un flujo más heterogéneo en el reactor, más lejano al flujo pistón ideal.

Tabla 13. Parámetros RTD (tiempo de residencia medio, dispersión adimensional y volumen activo) para los cuatro casos simulados bajo diferentes condiciones de aireación y caudal.

Caso	$t_0$ (min)	d	Volumen activo
Verano sin aireación	241	0.142	83.8%
Verano con aireación	207	0.232	71.8%
Invierno sin aireación	361	0.150	82.5%
Invierno con aireación	321	0.222	73.3%

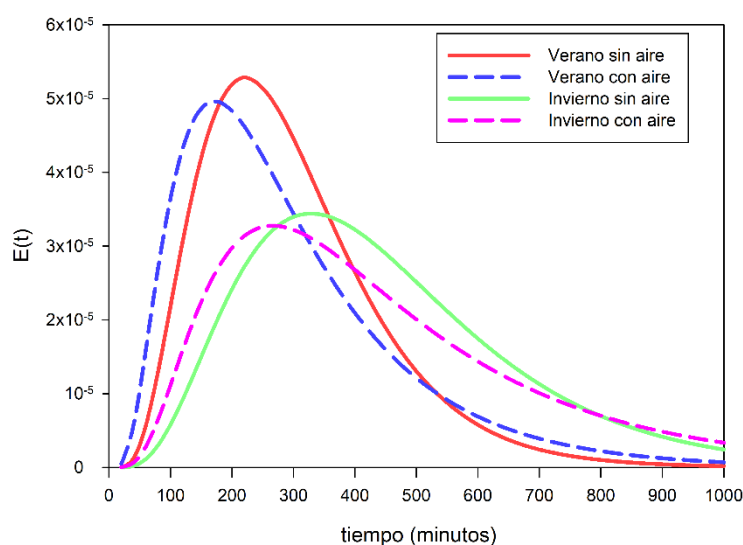


Figura 69. Curvas E obtenidas para las diferentes condiciones de caudal y aireación del reactor biológico analizado.

## 4.4. Mejora de la fluidodinámica en el interior del reactor

Una vez validado el modelo CFD desarrollado y presentados los resultados de campos de velocidad y análisis RTD del reactor bajo las distintas condiciones de funcionamiento, se proponen tres modificaciones de la geometría, que tienen como objetivo mejorar el RTD del reactor. Además de las tres modificaciones geométricas, en esta sección se muestran los resultados obtenidos en las simulaciones de la mismas, comparándolos con los obtenidos con la geometría original.

Son varios los criterios a seguir a la hora de evaluar el funcionamiento fluidodinámico de un reactor de una EDAR:

- Criterio del RTD: la curva RTD del reactor permite evaluar la dispersión y el volumen activo. Lo ideal sería tener dispersión nula (todas las partículas fluidas permanecerían el mismo tiempo en el reactor) y un volumen activo del 100%. La curva RTD permite evaluar además

otros parámetros, como el porcentaje de caudal con un tiempo de residencia demasiado pequeño, susceptible de recibir una depuración insuficiente.

- Criterio del volumen estancado: el volumen estancado del reactor es aquel cuya velocidad es tan pequeña que se produce la sedimentación de los sólidos en suspensión u otras moléculas disueltas. Para un correcto funcionamiento del reactor, es deseable que el porcentaje de líquido en el reactor con velocidad menor a la velocidad de sedimentación (10 cm/s en este caso) sea lo menor posible.
- Otros criterios secundarios como el nivel de mezclado, evaluado mediante las variables turbulentas (como la energía cinética turbulenta). Es interesante tener algunas regiones del reactor donde la turbulencia sea suficientemente alta para asegurar un alto nivel de mezclado del fluido. En el caso del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar, dicho nivel se consigue mediante los agitadores.

A la vista de los dos primeros criterios anteriores, es importante definir y diferenciar algunos de los parámetros, referidos a las regiones del reactor, empleados en este estudio para evaluar el funcionamiento fluidodinámico del reactor:

- Con respecto al criterio RTD, el volumen del reactor puede ser de dos tipos:
  - Volumen activo: porcentaje del volumen del reactor que es constantemente renovado. Lo constituyen las zonas por donde pasa el agua introducida en la entrada del reactor. También es llamado volumen útil. El volumen activo se calcula como el producto del caudal trasegado por el reactor por el tiempo de residencia medio del trazador.

$$Vol_{act} = Q \cdot t_{resmedio} \quad (4.13)$$

- Volumen inactivo: porcentaje de líquido del reactor que no se renueva, también llamado volumen recirculado o volumen no útil. El volumen inactivo se calcula restando el volumen activo al volumen total del reactor.

Si todo el volumen del reactor fuera volumen activo, se cumpliría que el tiempo de residencia medio de las partículas sería el cociente entre el volumen total del reactor y el caudal trasegado.

- Con respecto al criterio de volumen estancado se tienen dos tipos de zonas en el reactor:
  - Volumen estancado: porcentaje del volumen del reactor cuya velocidad es menor de 10 cm/s, por lo que es susceptible de sufrir sedimentación.
  - Volumen no estancado: porcentaje de volumen con velocidad mayor de 10 cm/s.

Cualquier región del reactor puede pertenecer indistintamente a cualquiera de los dos tipos de volumen de los dos criterios. Por ejemplo, si se tuviera en el reactor un flujo uniforme que avanzara a lo largo de él, el volumen activo sería del 100% (todo el volumen se iría renovando). Como el ancho del reactor es 25 m, y la altura de la superficie libre es 5.47 m, con un caudal (tratado más recirculado) de 40000 m<sup>3</sup>/día, la velocidad de avance sería de 0.34 cm/s; luego a pesar de tener un flujo pistón perfecto (dispersión nula y 100% de volumen activo), todo el volumen del reactor sería volumen estancado, susceptible de deposición de sólidos.

A continuación se presenta una descripción de las modificaciones realizadas al reactor, posteriormente se presentan los campos de velocidad obtenidos con las nuevas

configuraciones. Por último se comparan los resultados de volumen estancado y RTD obtenidos con las diferentes configuraciones.

#### 4.4.1. Modificaciones propuestas

Se han propuesto tres modificaciones a la geometría original del reactor, basadas en la corrección conceptual de las ineficiencias fluidodinámicas detectadas en la geometría original, pero tratando de que la implementación de la modificación en la geometría original no sea demasiado compleja. De cara a la denominación de las modificaciones, la geometría original será nombrada configuración 1, mientras que las tres modificaciones propuestas se denominarán configuración 2, 3 y 4. A continuación se presenta la descripción de las tres modificaciones estudiadas.

##### Configuración 2

Partiendo de la geometría original (configuración 1), la idea es evitar la formación caminos preferentes en la zona de la superficie libre. Es posible que algunas partículas fluidas pudieran transcurrir durante su tránsito por el reactor en la zona de la superficie libre, pasando por encima de los tres tabiques del reactor y teniendo un tiempo de residencia extremadamente bajo. Las modificaciones practicadas a la geometría original para la obtención de la configuración 2, mostrada en la figura 71, son las siguientes:

- Sobre el tabique que separa la zona anóxica de la óxica 1 (tabique 1) se aumenta el área de paso de los orificios inferiores, con el fin de que no pase líquido por encima del tabique.
- Se tapan los dos orificios inferiores que comunican las zonas óxica 1 y 2 (tabique 2), de manera que el licor sólo puede pasar a la zona óxica 2 por encima del tabique.
- En el último tabique (tabique 3), el que separa las zonas óxica 2 y 3, se aumenta el área de los pasos inferiores (al igual que en el primer tabique), y se eleva la altura del tabique, para que el licor sólo pase por los orificios inferiores.

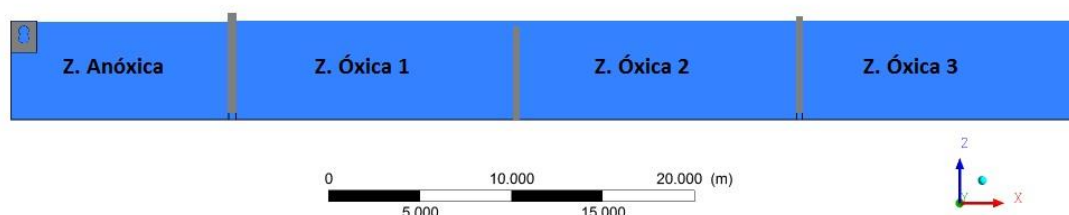


Figura 70. Vista lateral de la configuración 4. Se observa como dos tabiques permiten el paso por abajo y el otro por abajo.

Como se observa en la figura 70, con esta configuración se consiguen tres niveles de superficie libre diferentes: la superficie libre de la zona anóxica ( $H_1$ ), la de las zonas óxicas 1 y 2 ( $H_2$ ) y la superficie libre de la zona óxica 3 ( $H_3$ ).

El número de orificios a practicar en el primer y tercer tabique, se calcula imponiendo la condición de que en régimen de verano y sin activar los difusores de aire (caso más desfavorable), todo el caudal pase por los orificios inferiores, que el líquido no salte el tabique. El cálculo consiste en estimar el área total de los orificios ( $A_T$ ), necesaria para que en régimen de verano ( $Q_v=40000 \text{ m}^3/\text{d}$ ), la altura libre de la zona anóxica ( $H_1$ ) quede a  $5.53 \text{ m}$  (la altura del tabique 1). A partir del área total ( $A_T$ ) calculada se obtiene el número de orificios; si el tabique tuviera menos orificios de los calculados, parte del líquido saltaría por encima del tabique.

La expresión analítica para el caudal que pasa por los orificios inferiores del primer tabique es:

$$Q_v = C_{Di} A_T \sqrt{2g(H_1 - H_2)}, \quad (4.14)$$

Donde  $H_1 - H_2$  es la diferencia de cotas entre el nivel de la superficie libre a ambos lados del tabique y  $C_{Di}$  es el coeficiente de descarga de los orificios inferiores. La incógnita a resolver de (4.14) es  $A_T$ , aunque a priori, las variables  $C_{Di}$  y  $H_2$  no son conocidas.

Con el fin de obtener el valor del coeficiente de descarga de los orificios inferiores, se recurre a los casos ya simulados del reactor biológico (sección 4.1), concretamente al caso con caudal de invierno sin aireación. En dicho caso, se tenía que la diferencia de presión reducida entre la zona anóxica y la óxica 1 necesaria para generar el trasvase de  $Q_{inv}=26000 \text{ m}^3/\text{d}$  entre ambas zonas era de  $\Delta P_{red}=630 \text{ Pa}$ . Teniendo en cuenta la densidad del licor de mezcla ( $\rho_{lm}=1020 \text{ kg/m}^3$ ), esa diferencia de presión reducida se traduce en una diferencia de nivel de  $\Delta h=6.3 \text{ cm}$  entre ambas zonas. Con estos datos, trabajando sobre la ecuación (4.14), es posible calcular el valor del coeficiente de descarga de los orificios inferiores rectangulares del tabique:

$$\frac{26000}{24 \cdot 3600} = C_{Di} \cdot 2 \cdot 0.4 \cdot 0.45 \cdot \sqrt{2 \cdot 9.81 \cdot 0.0705}, \quad (4.15)$$

de donde se obtiene  $C_{Di} = 0.75$ . El valor de  $H_2$  se puede obtener a partir de la fórmula del caudal en un vertedero de pared gruesa. El caudal que sale por el vertedero de la zona óxica 3 se calcula analíticamente como:

$$Q_v = C_D \frac{2}{3} L \sqrt{2g \left( \frac{2}{3} h_3 \right)^3} = 0.65 \cdot \frac{2}{3} \cdot 25.25 \sqrt{2g \left( \frac{2}{3} h_3 \right)^3}, \quad (4.16)$$

la altura  $h_3$  corresponde a la diferencia de cotas entre la superficie libre de la zona óxica 3 y el tabique de salida, que tiene una altura de  $5.43 \text{ m}$ :

$$H_3 = 5.43 + h_3. \quad (4.17)$$

Como los tabiques 1 y 3 tienen el mismo área total de paso ( $A_T$ ) y trasiegan el mismo caudal, se puede asumir que la diferencia de cotas a ambos lados del tabique 1 será igual a la diferencia de cotas a ambos lados del tabique 3:

$$H_1 - H_2 = H_2 - H_3. \quad (4.18)$$

Para el cálculo se ponía la condición de que el nivel de la superficie libre de la zona anóxica estuviera a ras con el tabique ( $H_1 = 5.53 \text{ m}$ ). Uniendo (4.17) y (4.18):

$$H_2 = \frac{H_1 + H_3}{2} = \frac{5.53 + (5.43 + h_3)}{2} = 5.48 + \frac{h_3}{2}. \quad (4.19)$$

Introduciendo el caudal de verano en la ecuación (4.16) y resolviendo la ecuación (4.19) se obtiene un nivel en la superficie libre de la zona óxica 1 y 2 de  $H_2 = 5.514 \text{ m}$ , lo que supone (Ec. (4.14)), un área total  $A_T=1.1 \text{ m}^2$ . Para conseguir esa área, se deberían practicar 4 orificios más, además de los dos originales, en la parte inferior de los dos tabiques a perforar. Es importante destacar que se busca un área total suficiente para que el licor de mezcla no pase por encima del tabique, el cálculo se ha realizado para el caso más desfavorable, al activar la aireación el nivel de la superficie libre de la zona anóxica será más bajo. La figura 71 muestra la disposición de los seis orificios, tanto en el primer como en el tercer tabique, para la geometría de la configuración 2.





Figura 71. Disposición de los 4 nuevos orificios practicados en los tabiques 1 y 3 para la configuración 2.

### Configuración 3

La configuración 3 es muy similar a la 2, con la diferencia de que la geometría de la configuración 3 mantiene los dos orificios inferiores que había entre las zonas óxicas 1 y 2, con el fin de que sirvan para retornar las partículas fluidas de la zona óxica 2 a la 1, aumentando las posibilidades de recorrido para las partículas. La figura 72 muestra el esquema del reactor con esta nueva propuesta de modificación.

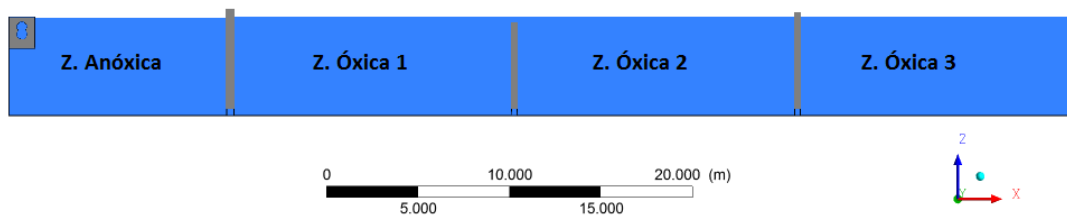


Figura 72. Vista lateral de la configuración 3. El segundo tabique permite el paso del agua por arriba y por abajo

### Configuración 4

Partiendo de la configuración 2, se practican las siguientes modificaciones al reactor.

- Se añade un tabique en cada una de las zonas, el tabique tiene una longitud de 20 m (el ancho del reactor es 25.25 m), los nuevos tabiques servirán para crear un recorrido laberíntico, que permita tener un flujo más guiado. Los tabiques están colocados de manera que se aprovecha el efecto de los agitadores para guiar al flujo.
- El vertedero de salida, que originalmente se distribuía a lo ancho de todo el reactor, se ha reducido a un vertedero de 3 m de ancho, pegado a la pared derecha del reactor. La altura del vertedero se ha variado desde los 5.43 m iniciales a 5.31 m, con el fin de no provocar cambios en el nivel de la superficie libre del líquido en el reactor.
- La posición de los agitadores se ha variado con el fin de mitigar la formación de zonas de baja velocidad:
  - Inicialmente formaban un ángulo de 20° con la pared, en esta nueva configuración se ha reducido a 15° para tener un guiado del flujo más eficiente.
  - La altura de los agitadores también se ha modificado, los agitadores adyacentes a los tabiques 1 y 3 (que no permiten el paso del flujo por encima) se han colocado a una altura de 3.4 m, para evitar que se formen zonas de estancamiento en las alturas superiores. El resto de agitadores, se han colocado a una altura de 1.5 m, ya que en la

entrada, tabique 2 y salida el flujo discurre por la parte superior del reactor, luego ha de evitarse la formación de volumen estancado en la parte inferior.

La figura 73 muestra la geometría del reactor biológico tras las modificaciones realizadas para conseguir la configuración 4. Las modificaciones realizadas en esta configuración están destinadas a mejorar el rendimiento RTD del reactor (bajar la dispersión y aumentar el volumen activo). La idea es generar un flujo más guiado, que aproveche mejor el volumen del reactor, y que sea más homogéneo (no haya tanta diferencia entre los tiempos de residencia de sus partículas fluidas).

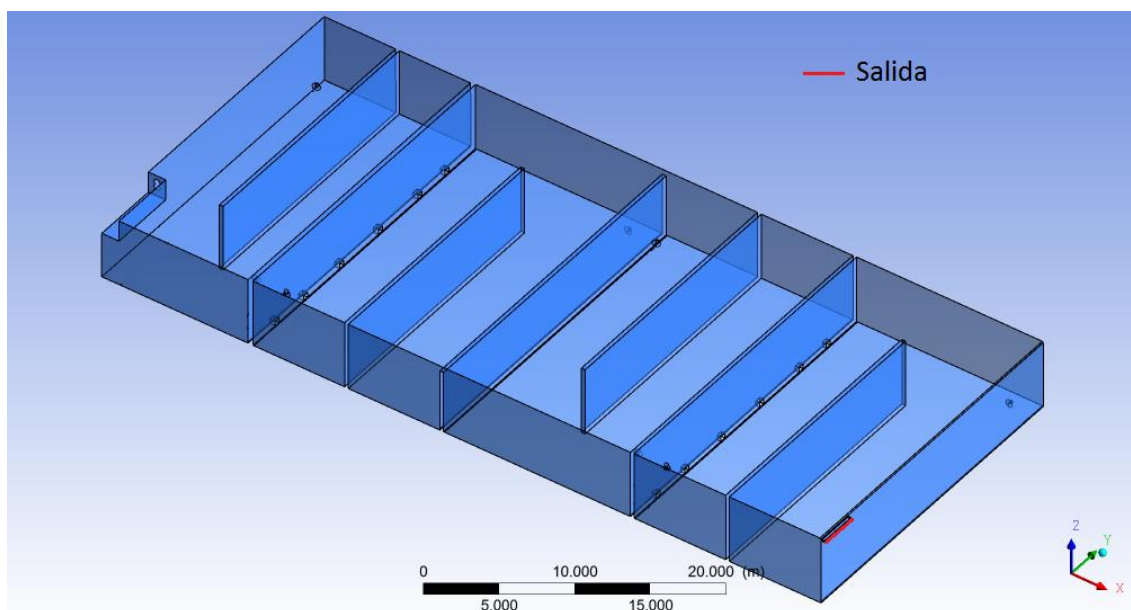


Figura 73. Geometría de la configuración 4. Se observan los tabiques intermedios añadidos para conseguir un flujo laberíntico.

#### 4.4.2. Resultados de flujo con las modificaciones propuestas

A continuación se presentan los resultados relativos al flujo en el reactor (campo de velocidad) bajo las tres modificaciones a la geometría original propuestas. Al igual que en la sección 4.1, el análisis del campo de velocidad se centra en dos aspectos: cualitativo y cuantitativo. En el primero se analiza el comportamiento del flujo en el reactor, en el segundo se identifica y evalúa el volumen de fluido con baja velocidad. La presentación de los resultados se estructura en tres secciones, cada una correspondiente a cada una de las modificaciones realizadas, comparando los resultados con los que se tenían para la configuración original.

Debido a que el análisis de los resultados con la geometría original evidenció la baja influencia del caudal tratado en términos de volumen con baja velocidad, volumen activo y dispersión de la curva RTD, las simulaciones de las modificaciones propuestas se han realizado empleando el caudal de verano, con y sin aireación, por lo que se han llevado a cabo dos simulaciones por configuración.

##### Configuración 2

El comportamiento cualitativo del campo de velocidades es similar al que se obtuvo en las con la geometría original (configuración 1); debido al desalineamiento entre los agitadores se genera un vórtice central predominante en cada una de las zonas del reactor. La figura 74 muestra el

contorno de velocidad a en un plano horizontal a una altura de 2.5 m en el caso sin aireación, se aprecia claramente el vórtice generado en cada una de las zonas.

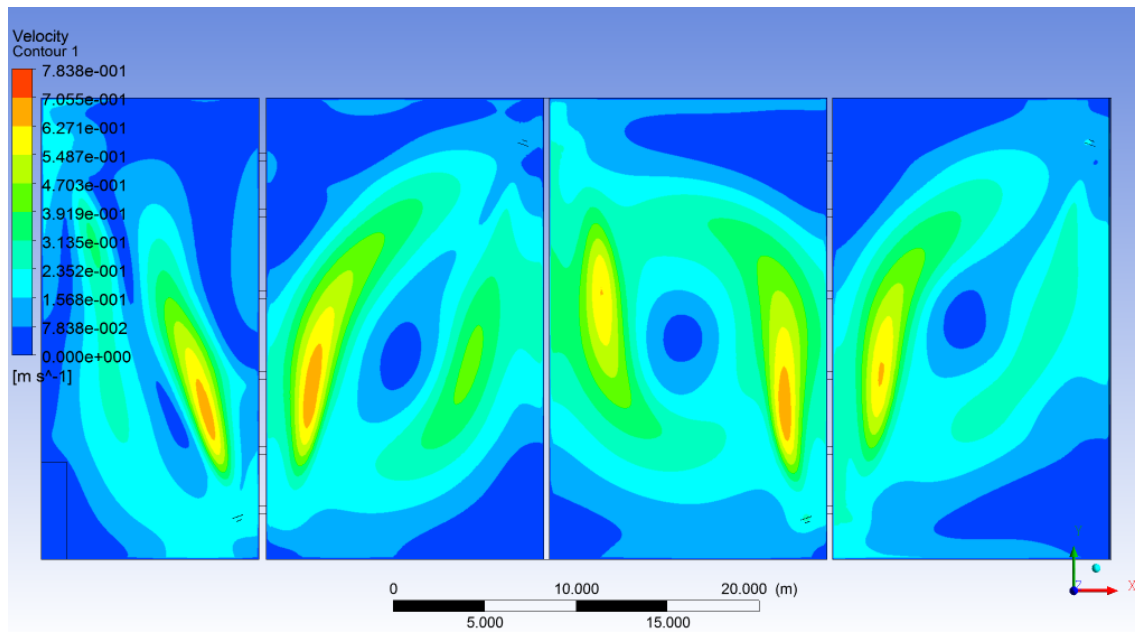


Figura 74. Velocidad en un plano horizontal ( $z=2.5$  m) para el caso sin aireación con la configuración 2.

Al igual que con la configuración 1, al activar los difusores de aire se rompe la consistencia de los vórtices de las zonas con aireación, formando vórtices más pequeños y menos consistentes, tal y como se muestra en la figura 75, correspondiente al plano horizontal a una altura  $z=2.5$  m. Este efecto es más notable en la zona óxica 1, ya que presenta mayor número de difusores de aire.

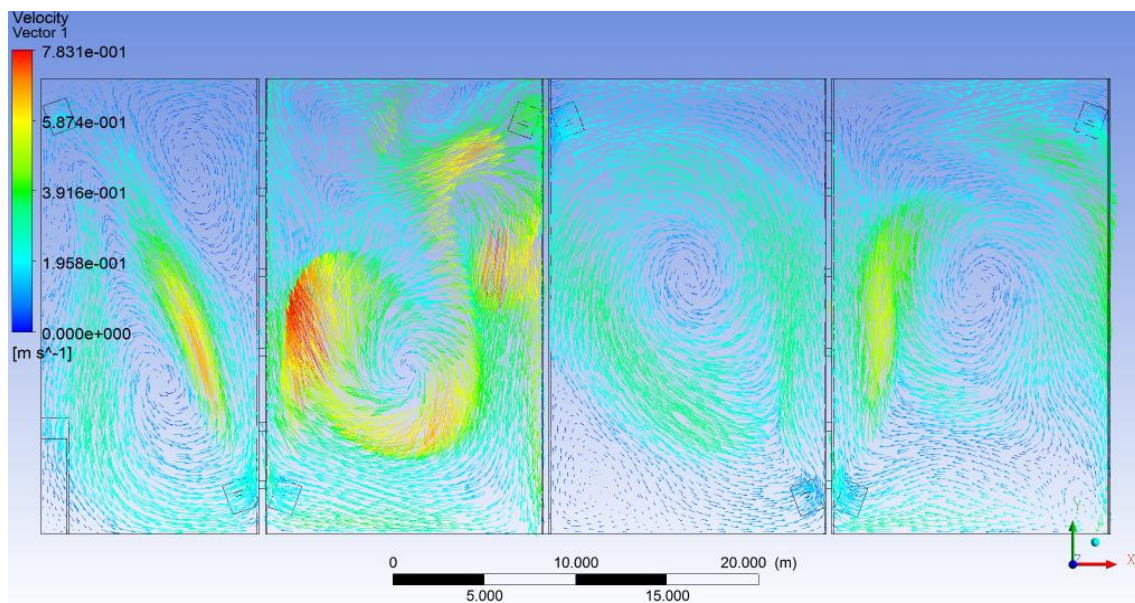


Figura 75. Vectores velocidad en un plano horizontal ( $z=2.5$  m) para el caso con aireación con la configuración 2.

A diferencia de lo que ocurría con la geometría original, la aireación no produce cambios en el caudal circulante por los orificios inferiores de los tabiques. Las modificaciones geométricas realizadas obligan al flujo a pasar de una zona a otra exclusivamente a través de los orificios inferiores (tabiques 1 y 3) o exclusivamente sobre el tabique 2, luego por continuidad, el flujo

trasegado por los orificios de los tabiques es igual al total trasegado con independencia de la aireación.

Respecto al análisis cualitativo del flujo, las figuras 76 y 77 muestran el volumen de líquido con velocidad mayor de 50 cm/s en los regímenes sin y con aireación, respectivamente. Se aprecia que sin aireación solo se tiene velocidad mayor de 50 cm/s en la entrada al reactor, chorros de los agitadores y orificios inferiores de los tabiques. Al activar la aireación, se generan volúmenes adicionales con velocidad mayor de 50 cm/s en las zonas de aireación.

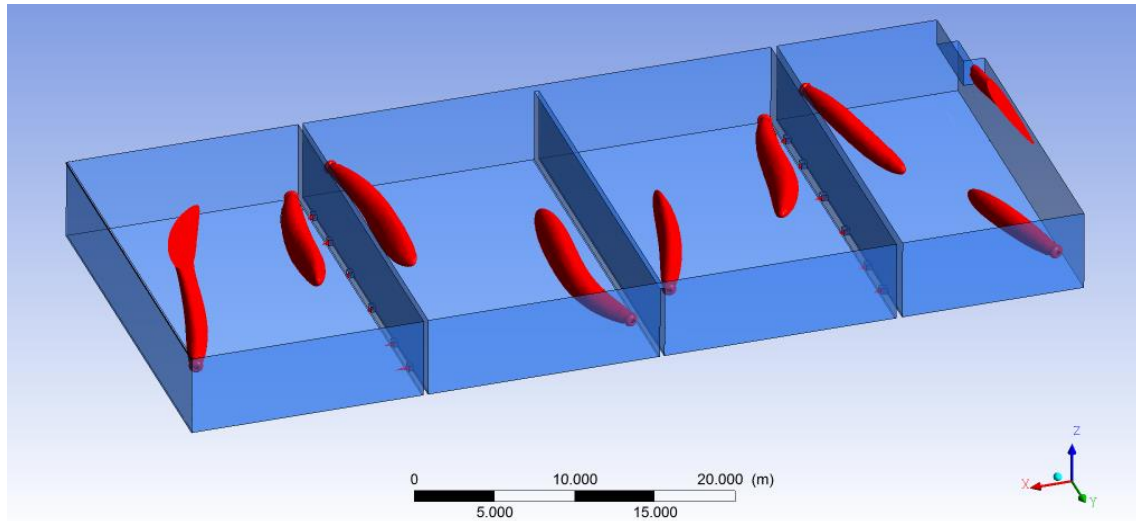


Figura 76. Zonas con velocidad mayor de 50 cm/s para el caso sin aireación con la configuración 2.

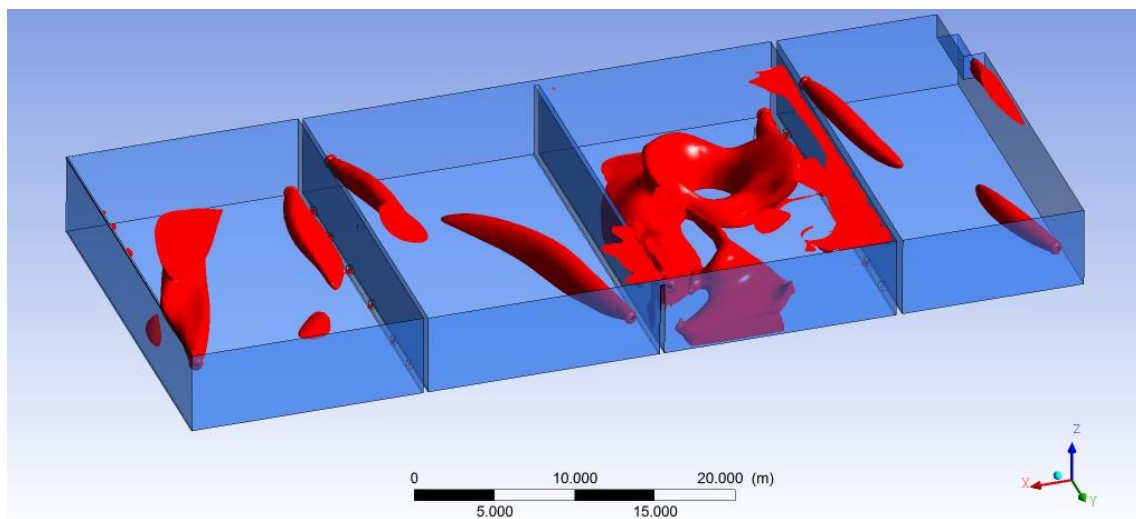


Figura 77. Zonas con velocidad mayor de 50 cm/s para el caso con aireación con la configuración 2.

En las figuras 78 y 79 se muestra el histograma de velocidades obtenido con la configuración 2, para los casos sin y con aireación, respectivamente. Al igual que con la geometría original, la aireación aumenta la velocidad del líquido, desplazando el histograma hacia la derecha.

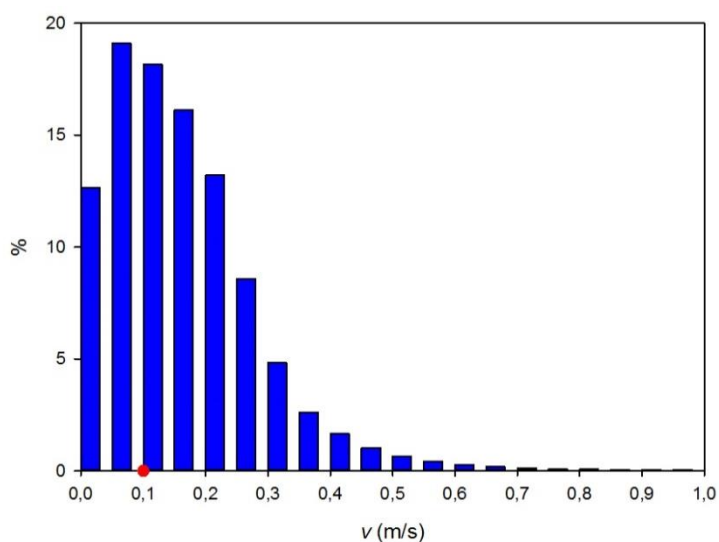


Figura 78. Histograma de velocidad para el caso sin aireación con configuración 2.

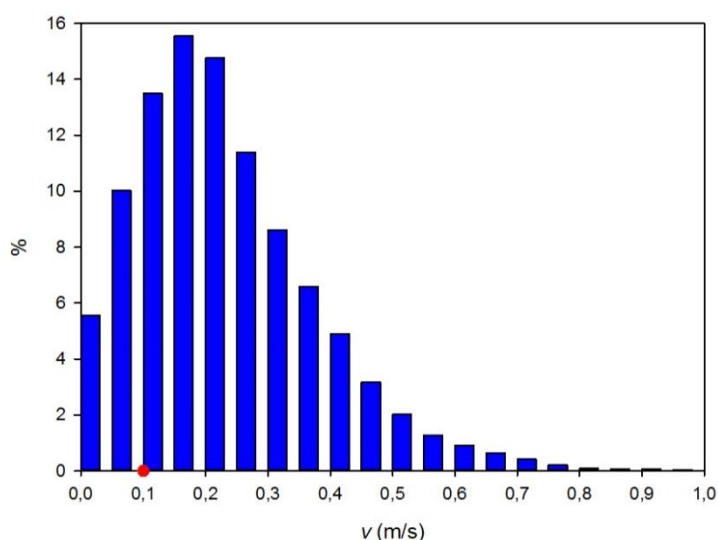


Figura 79. Histograma de velocidad para el caso con aireación con configuración 2.

La tabla 14 resume el porcentaje de volumen estancado (con velocidad menor de 10 cm/s) en cada zona para cada una de los dos regímenes de operación analizados con la configuración 2. Se aprecia como al activar la aireación disminuye el volumen estancado, especialmente de las zonas óxicas 1 y 3, donde están los difusores de aire, al igual que ocurría con la configuración 1.

Tabla 14. Porcentaje de volumen estancado (velocidad menor 10 cm/s) en cada zona para la configuración 2.

	Volumen estancado					
	Conf.	Z. anóxica	Z. óxica 1	Z. óxica 2	Z. óxica 3	Total
verano sin aireación	2	45.07%	31.71%	21.45%	31.83%	31.76%
verano con aireación	2	32.17%	4.63%	19.52%	10.16%	15.67%

Las figuras 80 y 81 muestran las zonas con velocidad menor de 10 cm/s. Como se ve, en las zonas sin aireación (fig. 80), los volúmenes estancados se concentran en el centro y las esquinas de la zona; mientras que al activar los difusores (fig. 81), el volumen estancado de las zonas con difusores se reduce considerablemente.



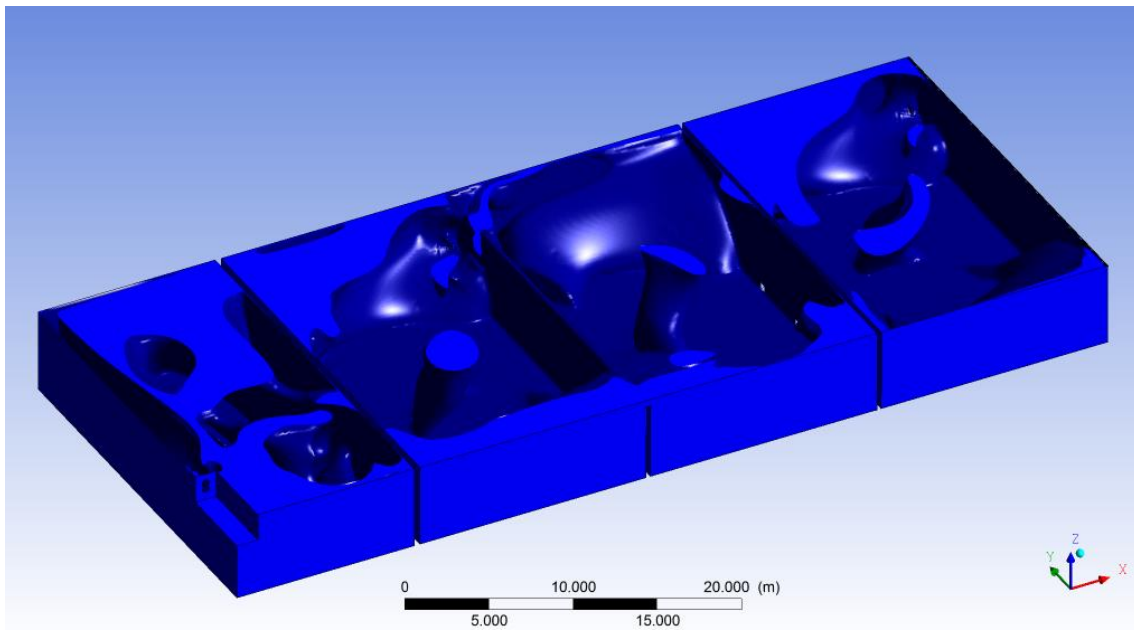


Figura 80. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso sin aireación con configuración 2.

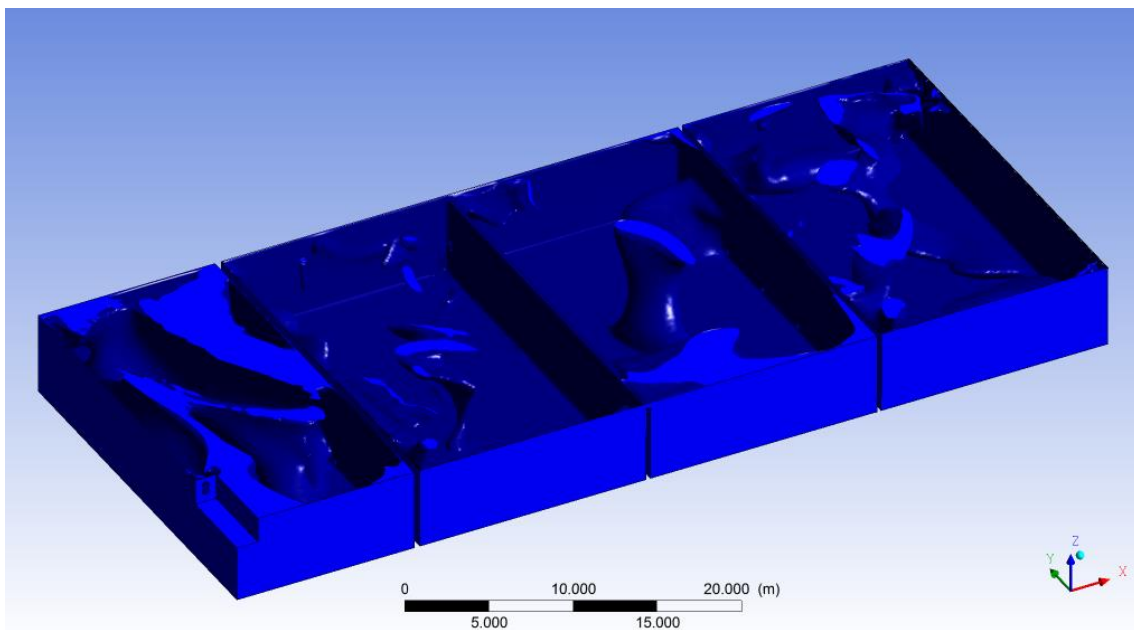


Figura 81. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso con aireación con configuración 2.

### Configuración 3

El comportamiento del flujo en el reactor con la configuración 3 es similar al que se tenía con las configuraciones 1 y 2: bajo condiciones de no aireación se genera un vórtice en cada una de las zonas del reactor, al activar la aireación los vórtices de las zonas con aireación (zonas óxicas 1 y 3) se dividen en pequeñas recirculaciones sin un patrón de flujo determinado. Sin embargo, esta configuración presenta el fenómeno de recirculación de licor de mezcla por los orificios del tabique 2 bajo condiciones de aireación, algo que no ocurría con la configuración 2. La figura 82 muestra los contornos de velocidad en el plano  $z=0.25$  (plano horizontal intermedio de los orificios inferiores) para los casos con (fig. 82.b) y sin aireación (fig. 82.a). Bajo condiciones de no aireación, no hay circulación de licor de mezcla por los orificios del tabique 2; al activar la

aireación, debido a la depresión generada por las burbujas en la parte inferior de la zona óxica 1, se genera circulación inferior desde la zona óxica 2 a la zona óxica 1.

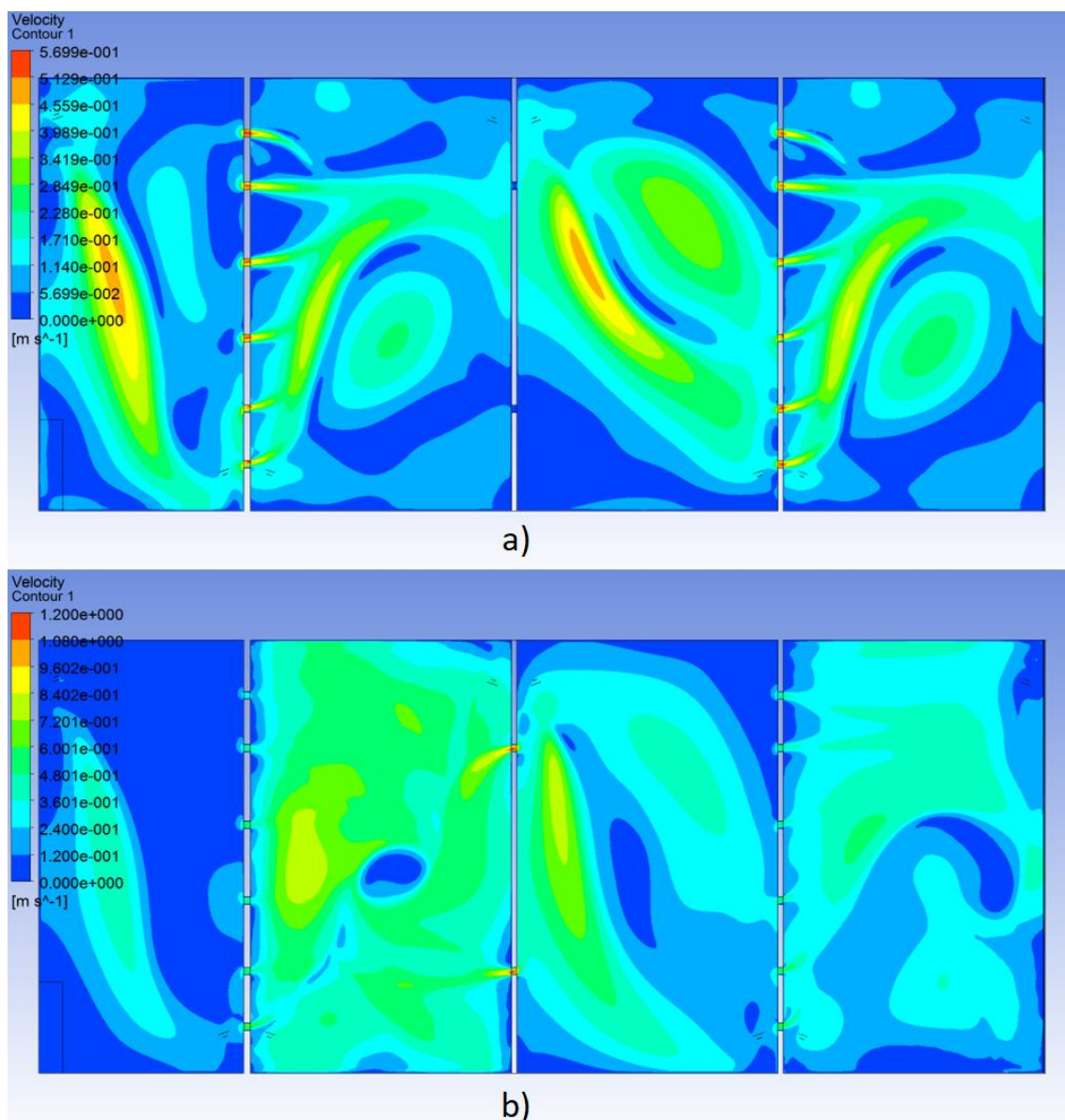


Figura 82. Velocidad en un plano horizontal ( $z=0.25$  m) para los casos sin (a) y con aireación (b) con la conf. 3.

Las figuras 83 y 84 representan los histogramas con la distribución de velocidades en los dos regímenes simulados con la configuración 3, al igual que con las dos configuraciones anteriores, la aireación aumenta la velocidad del líquido en el reactor, es decir, desplaza el gráfico hacia la derecha.

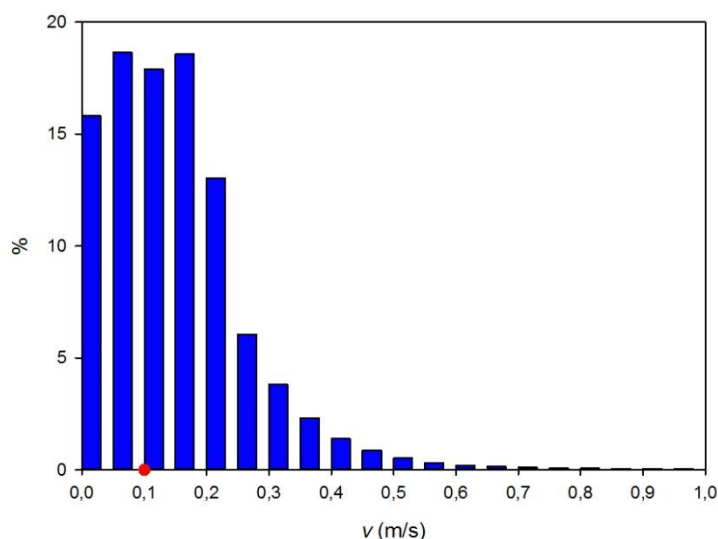


Figura 83. Histograma de velocidad para el caso sin aireación con configuración 3.

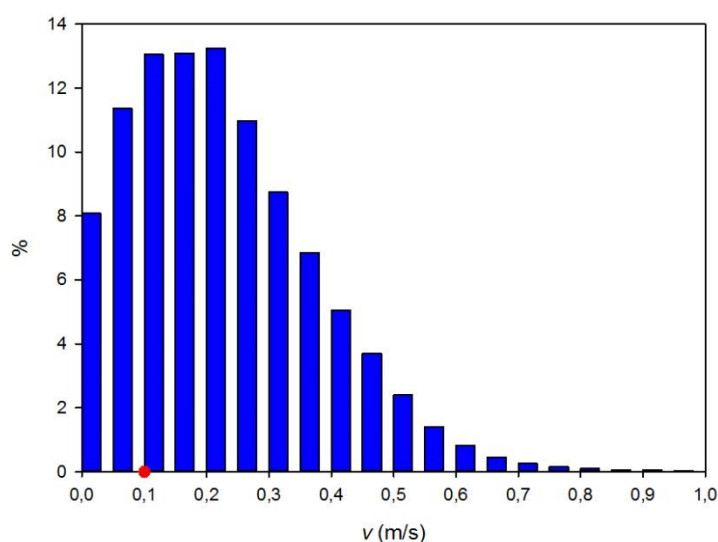


Figura 84. Histograma de velocidad para el caso con aireación con configuración 3.

La tabla 15 muestra el volumen estancado (velocidad menor de 10 cm/s) en cada zona y en el total del reactor para los dos regímenes de funcionamiento analizados con la configuración 3. Al activar los difusores de aire se reduce el porcentaje de volumen estancado, especialmente en las zonas con inyección de aire.

Tabla 15. Porcentaje de volumen estancado (velocidad menor 10 cm/s) en cada

	Volumen estancado					
	Conf.	Z. anóxica	Z. óxica 1	Z. óxica 2	Z. óxica 3	Total
verano sin aireación	3	45.92%	34.74%	25.36%	34.30%	34.44%
verano con aireación	3	49.52%	4.93%	17.58%	12.60%	19.43%

Por último, Las figuras 85 y 86 muestran las zonas con velocidad menor de 10 cm/s para cada uno de los casos simulados con la configuración 3. Al igual que con las dos configuraciones anteriores, el volumen estancado se genera en torno a las paredes, esquinas y centros de los vórtices del reactor. Al activar la aireación, el movimiento inducido por las burbujas reduce de manera considerable el volumen estancado de las zonas óxicas 1 y 3.



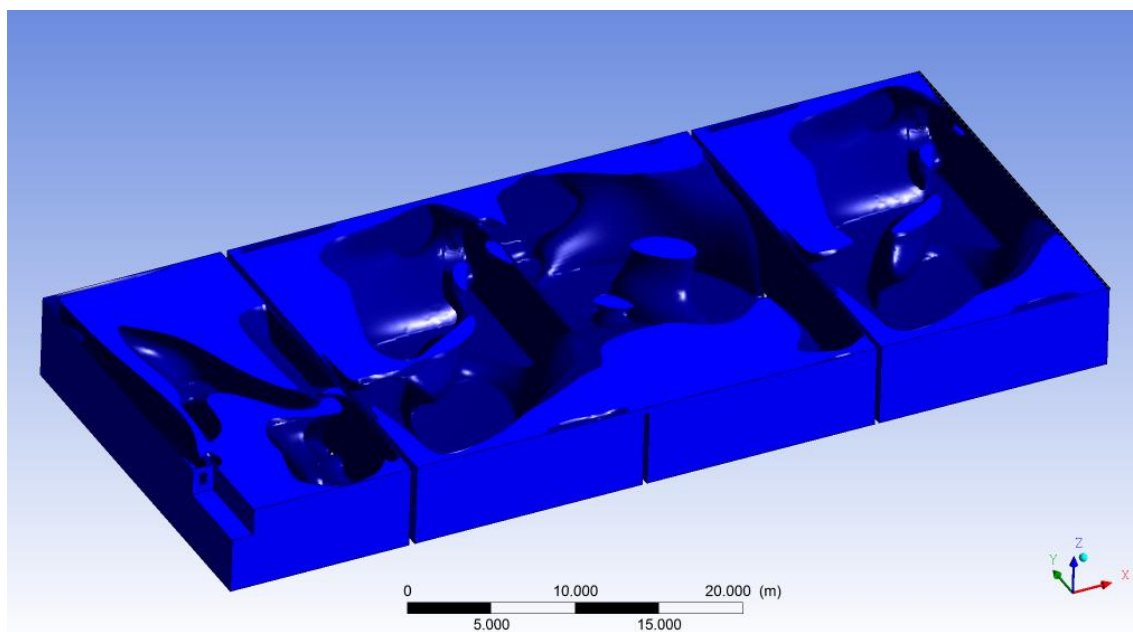


Figura 85. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso sin aireación con configuración 3.

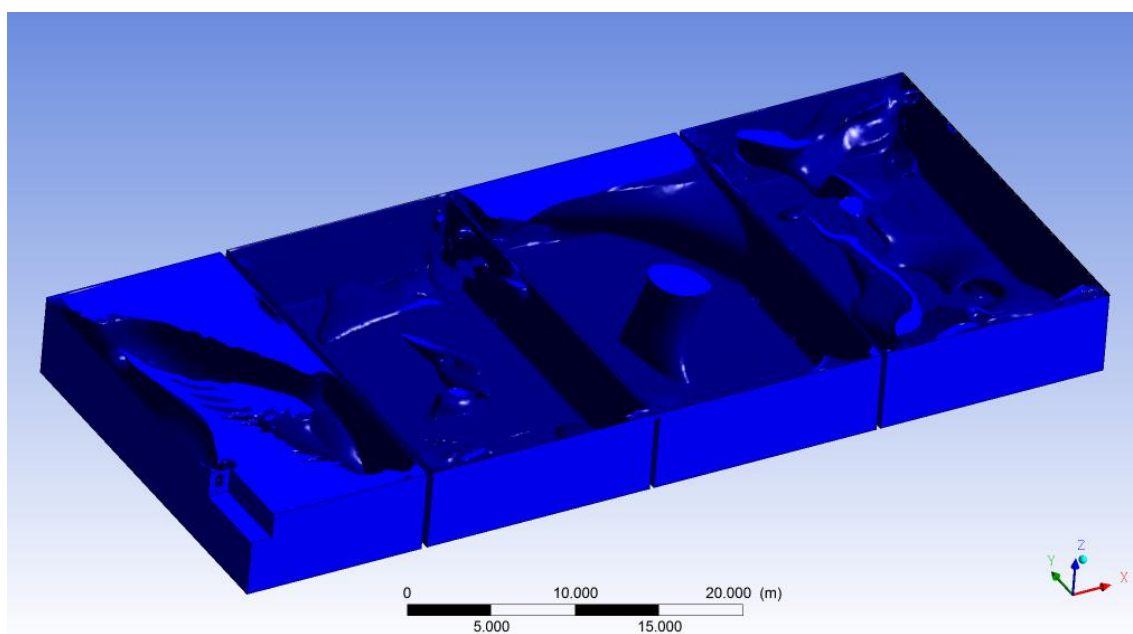


Figura 86. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso con aireación con configuración 3.

#### Configuración 4

En esta configuración, las modificaciones introducidas en la geometría buscan un cambio significativo en cuanto al comportamiento del flujo en el reactor. Con las configuraciones 1, 2 y 3 se generaban unos campos de velocidad en los que había un vórtice en cada una de las zonas. Con la configuración 4, gracias a los tabiques, se evita la formación de vórtices. Sin embargo, debido al poco área de paso de una zona a otra, así de como el alto empuje generado por los agitadores, se forman pequeñas recirculaciones (ver figura 87). Al igual que en las anteriores configuraciones, al activar los difusores de aire, la fuerza vertical de las burbujas sobre el fluido genera un campo de velocidades menos homogéneo en la zona de los difusores (zonas óxicas 1 y 3). El objetivo de esta configuración 4 era evitar la formación de los vórtices, ya que estos

favorecían la dispersión del RTD, pues fomentaban el desorden en el reactor. Sin embargo, el campo de velocidades generado muestra que no se tiene un flujo totalmente ordenado y guiado, sino que aún se tienen recirculaciones en algunas zonas del reactor.

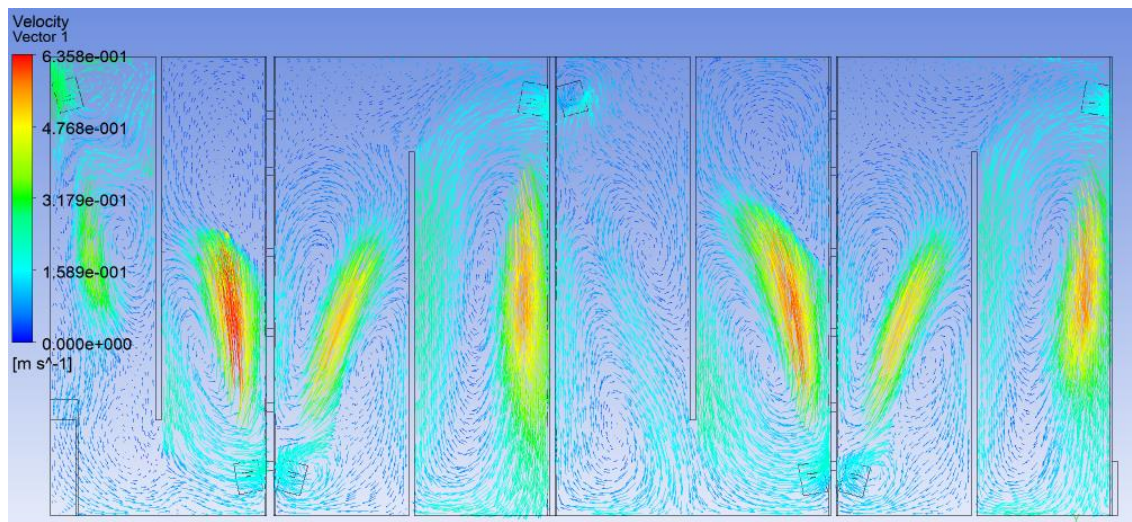


Figura 87. Vectores velocidad en el plano  $z=2.5$  m para el caso sin aireación con la configuración 4.

Respecto al análisis cuantitativo del campo de velocidad, el nuevo patrón de flujo modifica de manera considerable las zonas de estancamiento que se forman en el reactor. Las figuras 88 y 89 muestran el volumen de líquido con velocidad menor de 10 cm/s para los casos sin y con aireación, respectivamente, con la modificación correspondiente a la configuración 4. Del análisis de las figuras se extrae que la inclusión de los nuevos tabiques reduce la cantidad de movimiento del líquido en el reactor, elevando considerablemente el volumen estancado, especialmente en el caso sin aireación. El alcance de los chorros es menor, generando acumulación de volumen con baja velocidad en las zonas alejadas del agitador. Al activar la aireación (fig. 89) se reduce considerablemente el volumen estancado de las zonas con aireación, al igual que ocurría con las otras configuraciones.

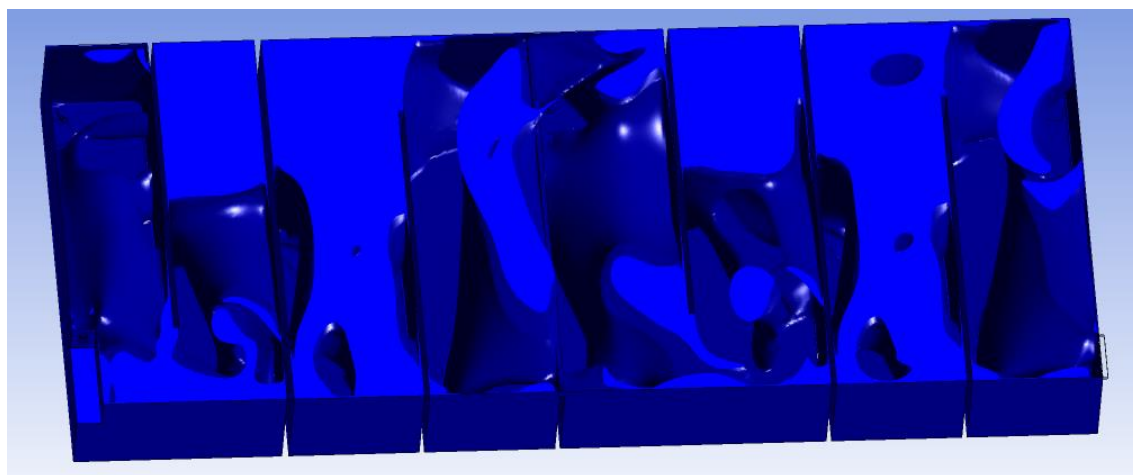


Figura 88. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso sin aireación con configuración 4.

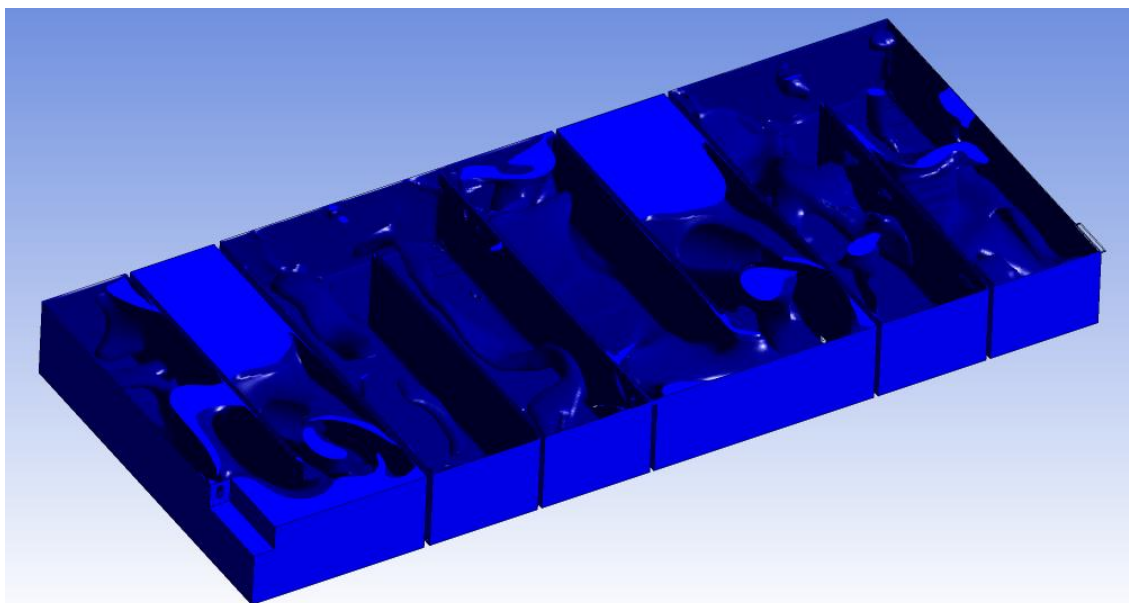


Figura 89. Zonas con velocidad menor de 10 cm/s para el caso con aireación con configuración 4.

Los histogramas representados en las figuras 90 y 91 comparan la distribución de velocidades bajo cada una de las configuraciones para los regímenes de no aireación (fig. 90) y aireación (fig. 91). Se observa que para condiciones de no aireación la configuración 4 tiene velocidades menores que el resto de configuraciones, debido a que la inclusión de los nuevos tabiques disipa más rápido la cantidad de movimiento comunicada al líquido. Al activar la aireación, las diferencias entre los histogramas proporcionados por las cuatro configuraciones se reducen, aunque la velocidad en con la configuración 4 sigue siendo menor.

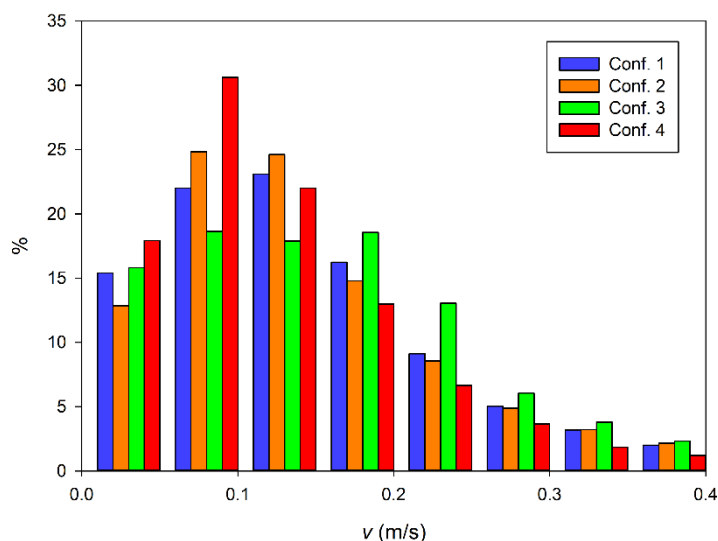


Figura 90. Comparación de los histogramas de velocidad obtenidos con las cuatro configuraciones analizadas para condiciones de no aireación.

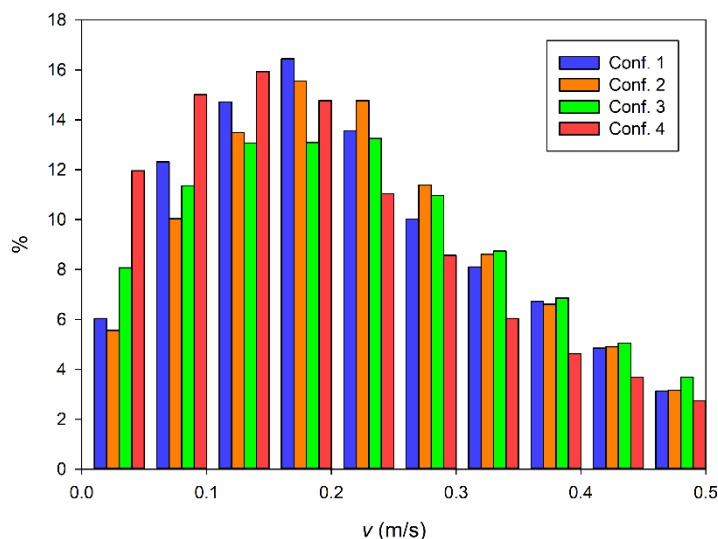


Figura 91. Comparación de los histogramas de velocidad obtenidos con las cuatro configuraciones analizadas para condiciones de aireación.

Por último, la tabla 16 compara el porcentaje de volumen estancado, susceptible de deposición de sólidos en suspensión, en cada una de las zonas de reactor, para las cuatro configuraciones analizadas, para los dos regímenes de funcionamiento. Como cabría esperar tras lo explicado previamente, la configuración 4 presenta mayor volumen de volumen estancado, independientemente de si la aireación está activada o no. Luego bajo la configuración 4 se tiene mayor riesgo de sedimentación del fango. No hay diferencias notables entre las otras tres configuraciones, aunque los resultados muestran que la configuración 2 presenta ligeramente menor porcentaje de volumen estancado que las otras dos, bajo los dos regímenes de funcionamiento.

Tabla 16. Volumen estancado en cada zona y en el total del reactor para cada configuración.

Régimen	Conf.	Zona Anóxica	Zona Óxica 1	Zona Óxica 2	Zona Óxica 3	Total
Sin aireación	1	42.5%	39.4%	35.4%	33.1%	37.8%
	2	45.1%	31.7%	21.5%	31.8%	31.8%
	3	45.9%	34.7%	25.4%	34.3%	34.4%
	4	49.5%	48.6%	47.1%	49.2%	48.5%
Con aireación	1	43.3%	5.2%	23.1%	7.1%	18.3%
	2	32.2%	4.6%	19.5%	10.2%	15.7%
	3	49.5%	4.9%	17.6%	12.6%	19.4%
	4	50.1%	5.7%	41.9%	15.8%	27.0%

#### 4.4.3. Análisis RTD de las modificaciones propuestas

A continuación se presenta la comparación de las curvas RTD del reactor biológico con la geometría original y con las tres modificaciones propuestas. Al igual que en la sección 4.2, el análisis RTD considera los indicadores volumen activo (relacionado con el tiempo de residencia promedio) y dispersión de tiempos de residencia. Sin embargo, el análisis llevado a cabo incluye un tercer indicador: porcentaje de caudal con tiempo de residencia en el reactor menor de una y dos horas. Este tercer indicador es útil para cuantificar el porcentaje de caudal con tiempo de contacto bajo, susceptible de no recibir una depuración suficiente. El cálculo de los dos primeros indicadores (volumen activo y dispersión), para cada configuración y cada régimen de

funcionamiento se ha realizado mediante el ajuste de la curva E proporcionada por la simulación CFD al modelo analítico de Levenspiel (Ec. 4.1), por medio del método de mínimos cuadrados. Como ya ocurrió con la geometría original, el ajuste de las curvas RTD de las nuevas configuraciones al modelo analítico es excelente, siendo el valor del coeficiente de regresión ( $R^2$ ) mayor de 0.99 en las 6 simulaciones. El porcentaje de caudal con bajo tiempo de residencia se ha realizado directamente con las curvas RTD proporcionadas por la simulación CFD. Conviene recordar que las configuraciones 2 y 3 tenían como objetivo reducir el porcentaje de caudal con bajo tiempo de residencia en el reactor, mientras que la configuración 4 además buscaba reducir la dispersión de la curva RTD y aumentar el porcentaje de volumen activo, mediante el guiado del flujo.

La figura 92 compara las curvas E de cada una de las cuatro configuraciones analizadas para el régimen sin aireación. Destaca la curva obtenida con la configuración 4, se observa que está más desplazada hacia la derecha, lo que significa mayor tiempo de residencia promedio, lo que se traduce en mayor porcentaje de volumen activo. También se aprecia que dicha curva retarda la aparición de trazador en la salida (evita las partículas con bajo tiempo de residencia) y tiene un pico más alto que el resto de curvas: presenta menor dispersión. Apenas se aprecian diferencias entre las otras tres curvas, aunque la curva de la configuración 1 presenta mejores indicadores RTD (mayor tiempo de residencia medio y mayor retardo en la aparición de trazador).

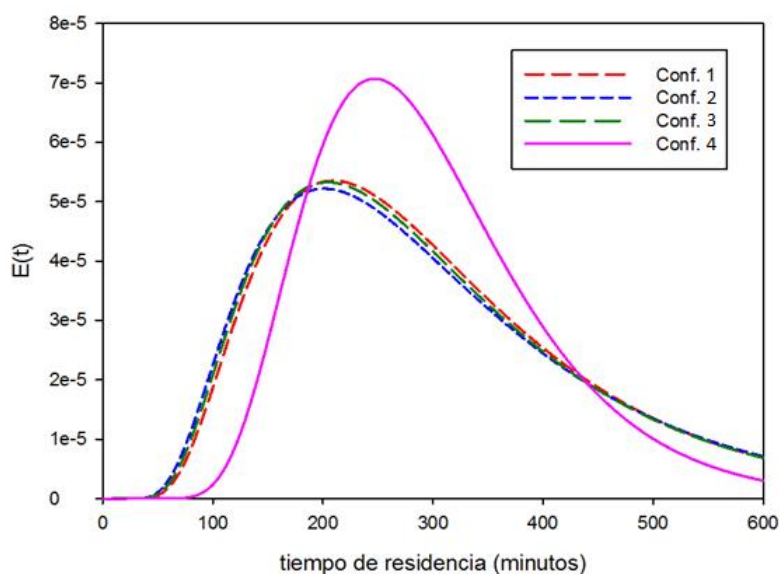


Figura 92. Comparación de las curvas RTD para el caso sin aireación.

La figura 93 compara las curvas RTD para los casos con aireación. Nuevamente destaca el mejor funcionamiento (en cuanto a análisis RTD) de la configuración 4: mayor volumen activo, menor dispersión y menor porcentaje de volumen con bajo tiempo de residencia. Sin embargo, bajo este régimen de funcionamiento destaca la mejora, en cuanto a tiempo de residencia se refiere, de las configuraciones 2 y 3 respecto a la geometría original, ya que las curvas están más a la derecha (mayor volumen activo) y tardan más en despegar (menor porcentaje de caudal con tiempo de residencia bajo).



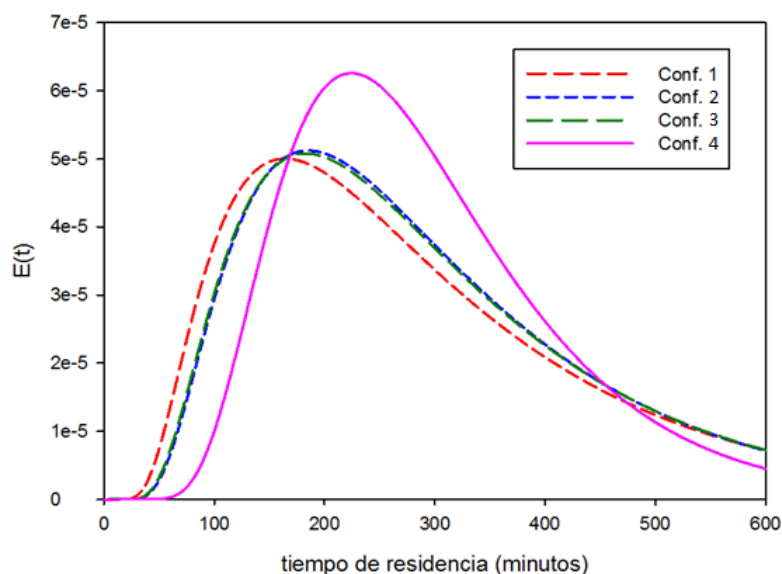


Figura 93. Comparación de las curvas RTD para el caso con aireación.

La tabla 17 compara los valores de los diferentes indicadores RTD para cada una de las configuraciones analizadas. Se observa como la configuración 4 aumenta el volumen activo en un 14% con aireación (unos 1100 m<sup>3</sup>) y un 5% sin aireación. La dispersión también se reduce a algo menos de la mitad con la esta configuración. En conjunción con los otros dos indicadores, la configuración 4 reduce considerablemente el porcentaje de volumen tratado que permanece menos de una hora en el reactor, evidenciando su mejor funcionamiento RTD, especialmente bajo el régimen con aireación. Tal y como se ha adelantado anteriormente, las configuraciones 2 y 3 presentan mejores indicadores que la original, aunque solo en el caso con aireación.

Tabla 17. Parámetros RTD obtenidos con las diferentes configuraciones

Regimen	Conf.	$t_0$ (s)	$d$	TRH (min)	Volumen activo	$t_{res}<1h$	$t_{res}<2h$
Sin aireación	1	14486	0.142	241	83.8%	0.84%	8.71%
	2	14127	0.158	235	81.8%	1.14%	9.98%
	3	14239	0.149	237	82.4%	0.83%	9.11%
	4	15353	0.070	256	88.9%	0.01%	1.99%
Con aireación	1	12407	0.232	207	71.8%	2.67%	15.49%
	2	13375	0.186	223	77.4%	1.81%	12.43%
	3	13300	0.192	222	77.0%	1.95%	12.81%
	4	14837	0.097	247	85.9%	0.13%	4.94%

#### 4.4.4. Conclusiones

Tras el análisis de los resultados de campos de velocidad y análisis RTD proporcionados por la simulación numérica de las tres modificaciones propuestas a la geometría del reactor biológico de la EDAR San Pedro del Pinatar, funcionando bajo condiciones de caudal de verano y para regímenes de aireación y no aireación, se extraen las siguientes conclusiones:

- De acuerdo al análisis cualitativo del campo de velocidades, con las configuraciones 2 y 3, el flujo en el reactor presenta un comportamiento similar al que tenía con la geometría original: sin aireación, se forma un consistente vórtice en el centro de cada una de las zonas; al activar

la aireación, los vórtices de las zonas con difusores pierden consistencia, dividiéndose en vórtices más pequeños. Respecto a la circulación a través de los orificios inferiores, la configuración 2 no permite el paso simultáneo del líquido sobre y bajo el tabique, luego con independencia del régimen de aireación, trasiega todo el caudal por los orificios inferiores de los tabiques 1 y 3 y sobre el tabique 2. Bajo la configuración 3, sí se produce recirculación desde la zona óxica 2 a la 1 al activar la aireación, al igual que ocurría con la configuración 1. Con la configuración 4 se evita el patrón de velocidades que se tenía en los casos anteriores; ya no se forma el vórtice central de cada zona, generando un flujo más guiado, aunque todavía se producen recirculaciones por la orientación y empuje de los agitadores.

- El análisis cuantitativo del campo de velocidades proporciona unos resultados similares, en cuanto a volumen con velocidad menor de 10 cm/s, de las configuraciones 1 y 3; sin aireación, el volumen estancado varía entre el 35% y el 40%. Al activar la aireación el volumen estancado de las zonas óxicas 1 y 3 (las de los difusores) se reduce casi por completo, dejando el volumen estancado total del reactor en algo menos del 20%. La configuración 2 sí consigue disminuir ligeramente la cantidad de volumen susceptible de deposición, en torno a un 5% si aireación y a un 2% con aireación. Bajo la configuración 4, debido a la adición de los tabiques que aceleran la disipación de la cantidad de movimiento comunicada por los agitadores, el volumen estancado es considerablemente mayor que con las anteriores configuraciones.
- Respecto al análisis RTD, la configuración 4 mejora considerablemente los resultados alcanzados con las geometrías anteriores: aumenta el volumen activo casi un 10%, disminuye la dispersión y evita que parte del caudal abandone el reactor con un tiempo de contacto demasiado bajo. Las configuraciones 1, 2 y 3 proporcionan resultados RTD similares, encontrando nuevamente que la aireación aumenta la dispersión y disminuye el volumen activo.





## 5. Análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR

Tal y como se mencionó en la sección 1.2.1, la aplicación de la CFD al estudio de reactores biológicos no se restringe al estudio fluidodinámico de la instalación, sino que permite incorporar las ecuaciones matemáticas del comportamiento biológico del sistema al modelo. Mediante la combinación del análisis fluidodinámico y biológico de la instalación, es posible extender el alcance de los resultados, ya que, además de los aspectos fluidodinámicos, relacionados con el consumo energético de la instalación, el modelo proporciona resultados sobre el nivel de depuración (calidad del efluente) en la instalación. Combinando el análisis fluidodinámico y biológico, es posible analizar el consumo energético necesario de la aireación, para cumplir unos determinados requerimientos del efluente, bajo las condiciones de operación de la planta.

En este capítulo de la Tesis Doctoral, se presentan los resultados de las simulaciones CFD del reactor biológico presentado en la sección 2.2. Tal y como se detalló en la sección 3.1., la fluidodinámica se modela mediante las ecuaciones de Navier-Stokes (con el modelo de turbulencia  $k-\epsilon$ ), mientras que los procesos biológicos son tenidos en cuenta mediante el modelo de fangos activos número 1 (ASM1). Además del estudio fluidodinámico y biológico del reactor, el modelo es aplicado para predecir el ahorro energético que se tendrá con una nueva distribución de difusores de aire y un nuevo régimen de aireación.

Respecto a la estructura del capítulo, en primer lugar (sección 5.1.) se presentan los resultados fluidodinámicos del reactor (campos de velocidad, presión, turbulencia y fracción volumétrica de aire), funcionando con la configuración original de difusores de aire, tanto para condiciones de aireación y no aireación. A continuación, en la sección 5.2., se presentan los resultados del análisis del funcionamiento biológico del reactor. En esta sección, se comparan los resultados obtenidos con el modelo CFD desarrollado, con los que se obtienen con un simulador de EDAR convencional, obteniendo un alto grado de ajuste entre ambos métodos, lo que verifica la fiabilidad de la modelización CFD desarrollada. Por último, en la sección 5.3., se analiza el ahorro energético que supondría emplear una nueva configuración de difusores de aire, así como el ahorro conseguido al limitar el caudal de aire por difusor.

### 5.1. Análisis del flujo en el interior del reactor. Campos de velocidad

En este apartado se muestran los resultados obtenidos en la simulación fluidodinámica del reactor biológico analizado, tanto para condiciones de aireación como de no aireación. Conviene recordar que los resultados presentados en esta sección corresponden a los obtenidos con la

configuración original de difusores de aire (C1, ver sección 2.2). Dicha configuración se compone de 48 difusores ABS-PIK300 ( $7\text{m}^3/\text{h}$  por difusor), localizados uniformemente en el suelo de la zona óxica. El análisis de los resultados fluidodinámicos abarca el estudio (cualitativo y cuantitativo) del campo de velocidades, análisis del nivel de mezclado por turbulencia, fracción volumétrica de aire y evaluación de la eficiencia fluidodinámica del reactor mediante análisis de distribución de tiempos de residencia (RTD).

### 5.1.1. Campos de velocidad en el reactor

El estudio del campo de velocidad en el interior del reactor abarca el análisis cualitativo del flujo, donde se muestran los resultados referentes al comportamiento del flujo en la instalación, y el análisis cuantitativo del flujo, que abarca la cuantificación del volumen de fluido con baja velocidad, susceptible de deposición del licor de mezcla.

#### Análisis cualitativo del flujo

Tal y como se observa en la figura 94, el comportamiento del flujo en el interior del reactor se encuentra notablemente influenciado por las dos fuentes externas de cantidad de movimiento de la instalación: empuje ejercido por el agitador de la zona anóxica, movimiento transmitido por las burbujas de los difusores de la zona óxica.

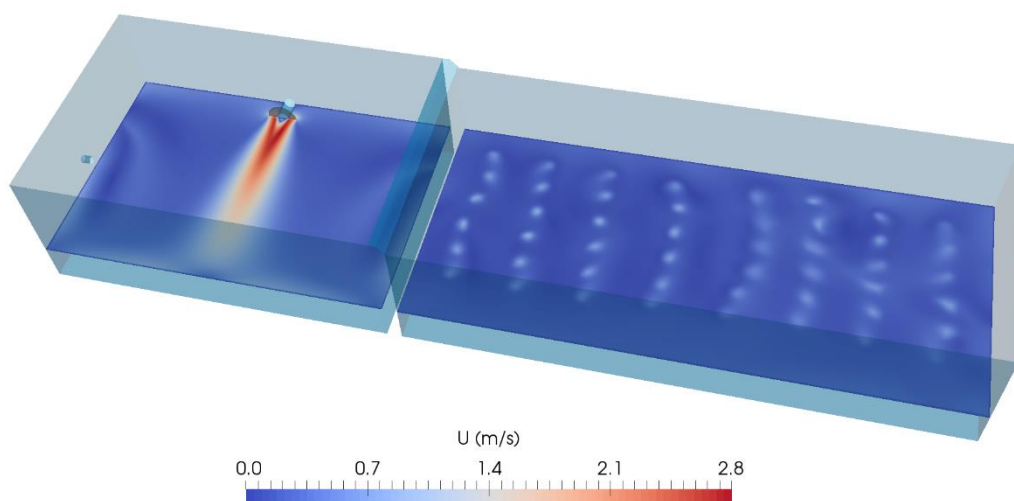


Figura 94. Campo de velocidad en un plano horizontal del reactor, bajo condiciones de aireación (conf. C1). Destaca el efecto sobre el campo de velocidad del agitador en la zona anóxica y los difusores de aire en la óxica.

En la zona anóxica, tal y como se ha adelantado arriba, el patrón del flujo viene determinado por el chorro generado por el agitador. Tal y como se aprecia en la figura 95, el empuje ejercido por el agitador genera un chorro claramente definido que recorre el ancho del reactor hasta impactar con la pared opuesta al agitador, deflectando y generando zonas de recirculación a lo ancho de la cámara, en torno al chorro central.

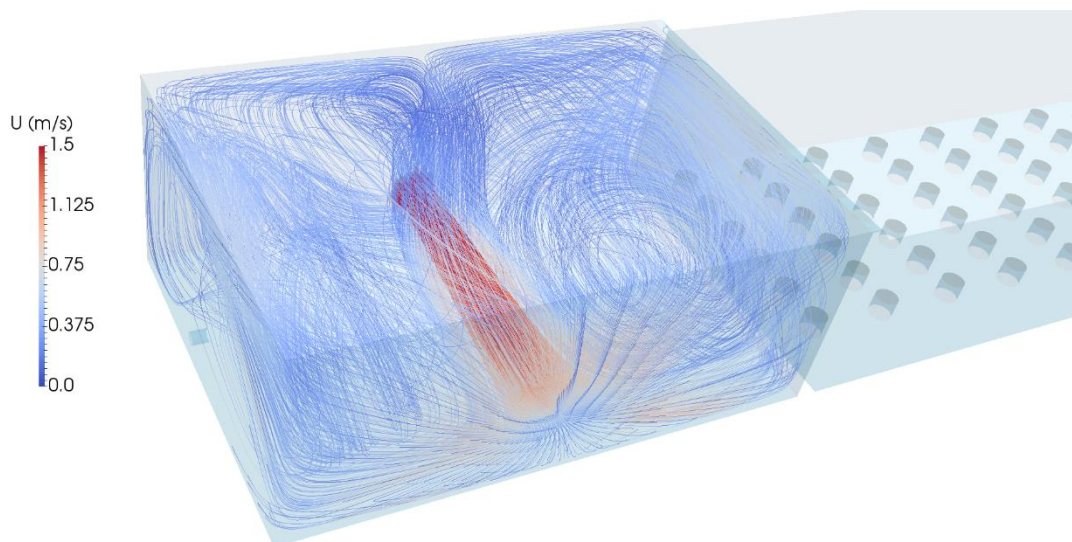


Figura 95. Líneas de corriente en la zona anóxica del reactor (conf C1). El comportamiento del flujo en la zona viene determinado por la acción del agitador. El chorro generado por el dispositivo impacta en la pared opuesta y defleja, induciendo el movimiento del líquido en toda la zona.

En la zona óxica, cuando la aireación está activada, debido al empuje ejercido por las columnas de burbujas de aire al licor de mezcla, se genera un patrón típico de aireación con recirculaciones verticales ocupando las alturas del reactor (efecto slip, ver figura 96). La menor densidad de las burbujas de aire propicia el ascenso vertical de la nube de burbujas, que durante su ascenso comunica cantidad de movimiento vertical al líquido, generando zonas de velocidad ascendente en la zona de la columna. Sin embargo, debido al principio de continuidad, en la región comprendida entre aireadores, se produce una velocidad vertical descendente del licor de mezcla (ver fig. 97).

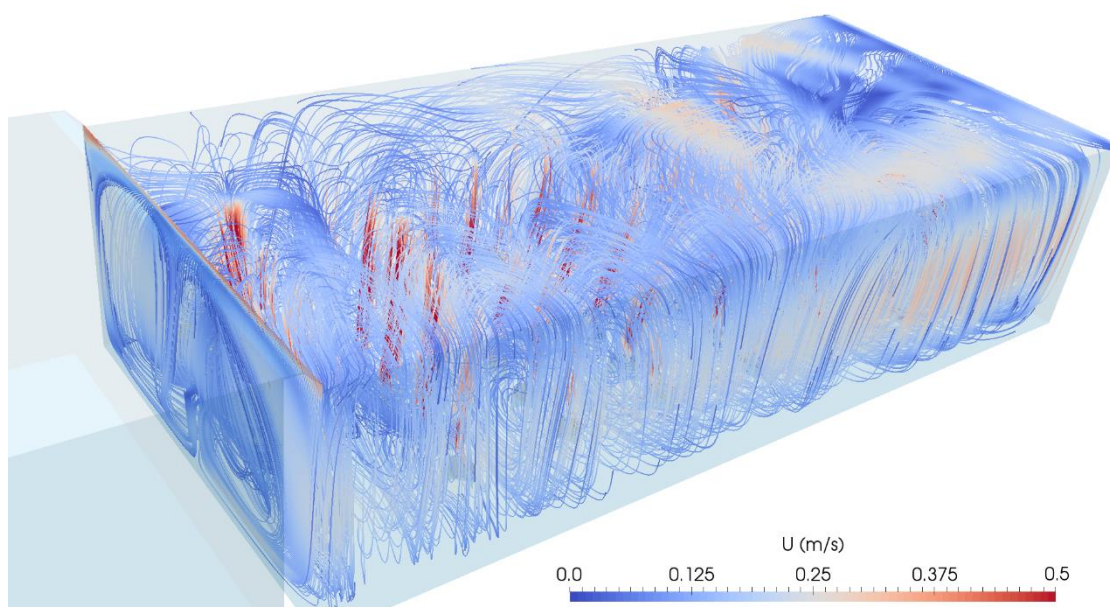


Figura 96. Líneas de corriente en la zona óxica bajo condiciones de aireación (conf. C1). El movimiento viene inducido por el empuje de las columnas de burbujas de aire, que generan recirculaciones verticales en torno a ellas.

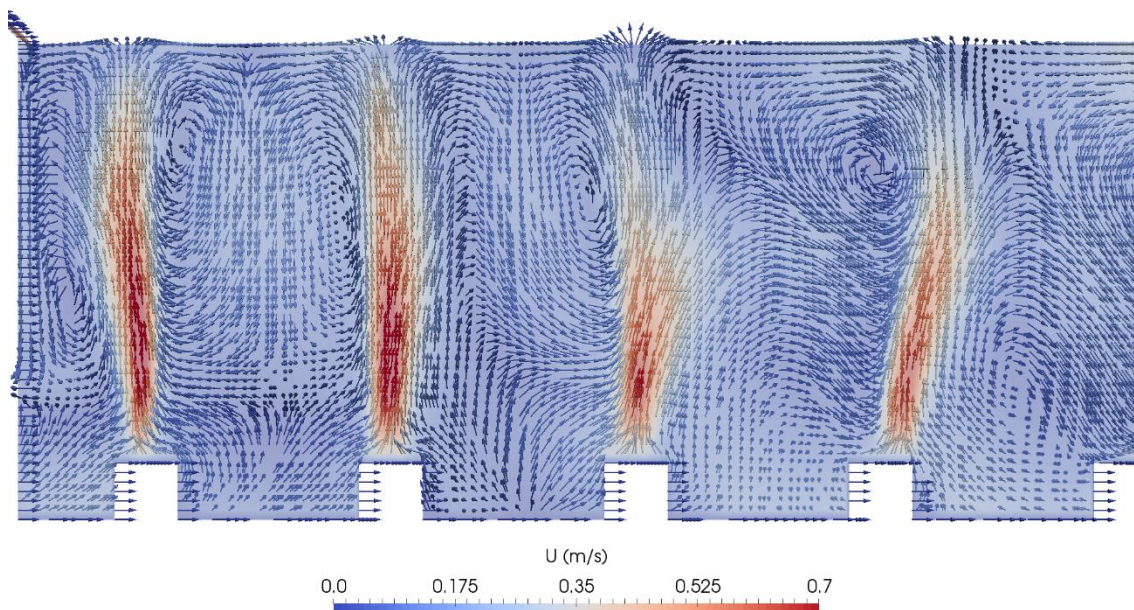


Figura 97. Detalle del campo de velocidades en torno a las columnas de aireación (conf C1). Se aprecia que en la zona de las burbujas, el líquido presenta velocidad ascendente, mientras que en las zonas intermedias tiene velocidad descendente, generando recirculaciones verticales en torno a las columnas (efecto slip).

A modo de detalle, en la sección 4.1., se explicaba como la aireación en el reactor biológico de la EDAR San Pedro del Pinatar (ver fig. 35), debido al empuje vertical ejercido, generaba una ligera depresión en el entorno de los difusores. En este caso, tal y como se observa en la figura 98, que muestra el contorno de presión reducida (suma de presión estática y energía potencial) en un plano intermedio vertical del reactor bajo condiciones de aireación, las burbujas de aire también se genera una depresión en el entorno de los difusores.

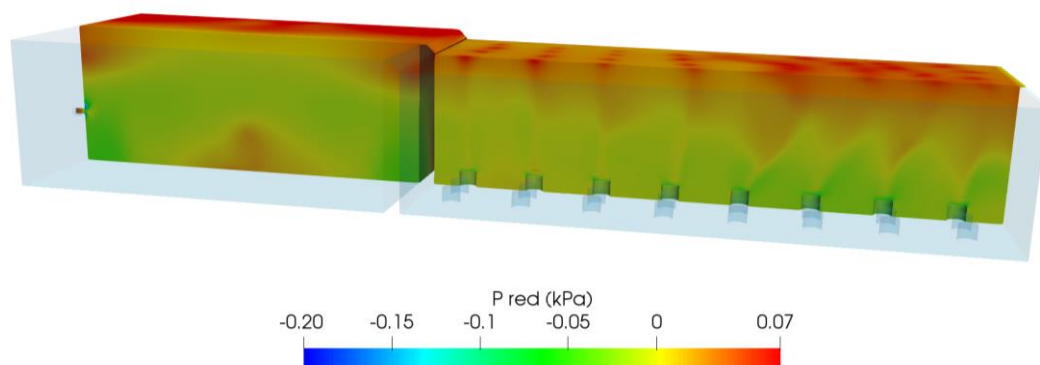


Figura 98. Presión reducida en un plano vertical del reactor bajo condiciones de aireación (conf. C1). Se observa como el empuje vertical de la aireación genera una ligera depresión en el entorno de los difusores de aire.

Bajo condiciones de no aireación, al no haber fuentes externas de cantidad de movimiento, la velocidad en la zona óxica se reduce drásticamente, produciendo un patrón de flujo sin una definición clara, caracterizado por las bajas velocidades (ver fig. 99). Conviene destacar que, desde el punto de deposición y mezclado, las zonas de baja velocidad conllevan el riesgo de sedimentación de la materia particulada del licor de mezcla, además de impedir el mezclado por turbulencia.



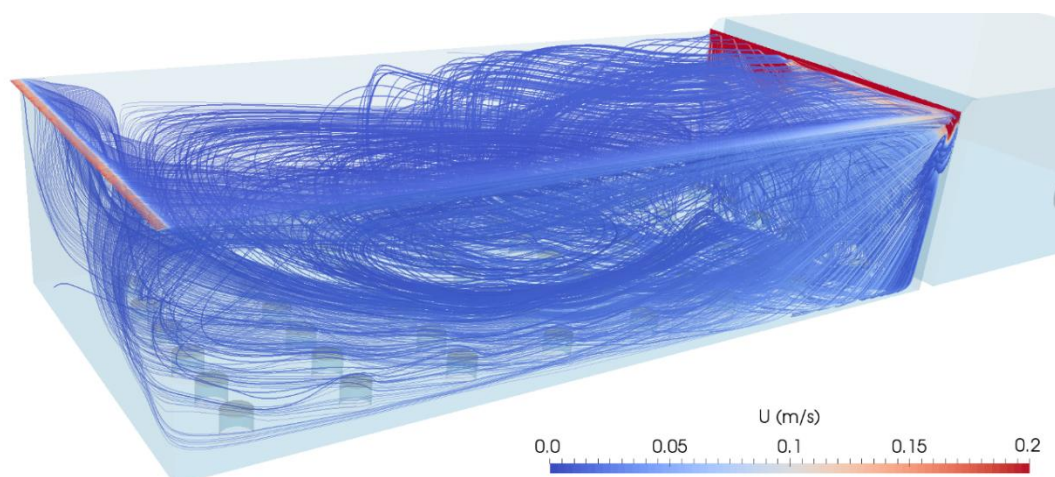


Figura 99. Líneas de corriente en la zona óxica bajo condiciones de no aireación (conf. C1). Destaca el valor tan bajo de la velocidad, que impide al flujo tener un patrón claramente definido en la cámara.

En definitiva, las simulaciones fluidodinámicas del reactor muestran que el flujo en su interior está determinado por el agitador en la zona anóxica y los difusores de aire en la zona óxica. En la zona anóxica el patrón del flujo se compone de recirculaciones transversales en torno al chorro del agitador. En la zona óxica, bajo condiciones de aireación, se generan recirculaciones en torno a las columnas de aire. Bajo condiciones de no aireación, debido a la baja velocidad generada, el flujo no sigue un patrón de movimiento claramente definido en la zona.

#### Análisis cuantitativo del flujo

Desde el punto de vista cuantitativo, tal y como cabría esperar en base a los resultados presentados, tanto el agitador de la zona anóxica como los difusores de la zona óxica contribuyen a la mitigación de la formación de regiones de licor de mezcla con baja velocidad. La figura 100 muestra el volumen de licor de mezcla con velocidad menor de 10 cm/s, considerado volumen estancado a efectos de sedimentación en este estudio, cuando los difusores de aire están desactivados. Destaca la diferencia, en términos de volumen estancado, entre ambas zonas. Prácticamente el 100% del volumen de la zona óxica tiene velocidad menor de 10 cm/s, con el riesgo de sedimentación que ello produce. En la zona anóxica, debido al movimiento inducido por el agitador, apenas se tiene volumen estancado, generando un porcentaje total de volumen estancado total del 59.3%.

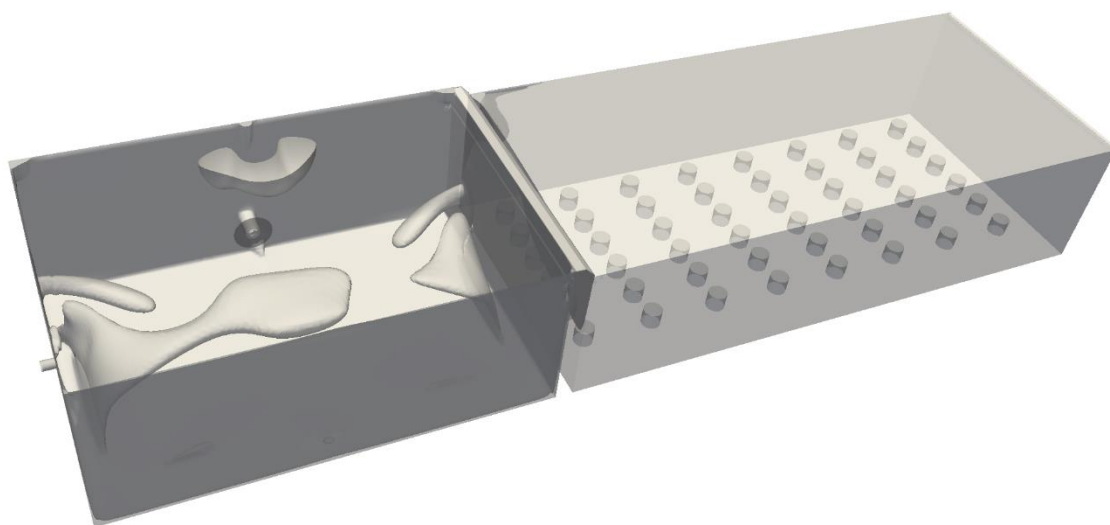


Figura 100. Volumen de líquido del reactor con velocidad menor de 10 cm/s bajo condiciones de no aireación (conf. C1); prácticamente el 100% del volumen de la zona óxica tiene velocidad menor de 10 cm/s.

Al activar la aireación (fig. 101), el movimiento inducido por las burbujas de aire reduce considerablemente el volumen estancado en la zona óxica, disminuyendo el porcentaje total de volumen estancado hasta un 13.7%.

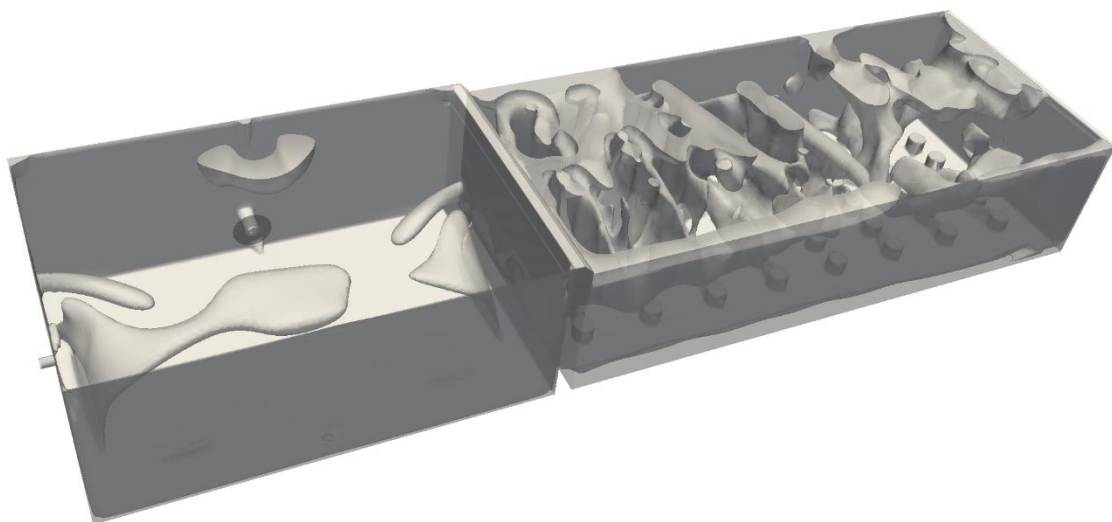


Figura 101. Volumen de líquido del reactor con velocidad menor de 10 cm/s bajo condiciones de aireación (conf. C1). El movimiento generado por la aireación reduce notablemente el porcentaje de volumen estancado en la zona óxica.

En resumen, los resultados del análisis cuantitativo de velocidad muestran que el agitador cumple su propósito en la zona anóxica, evitando la formación de zonas susceptibles de separación fango-agua en la misma. En la zona óxica, bajo condiciones de aireación, las columnas de aire consiguen notablemente mitigar la formación de zonas de baja velocidad. Sin embargo, bajo el régimen de no aireación, prácticamente todo el volumen de licor de mezcla de la zona óxica presenta riesgo de deposición.

### 5.1.2. Fracción volumétrica de aire y nivel de mezclado

Otra variable interesante en el estudio fluidodinámico del reactor es el nivel de mezclado turbulento, responsable de la mayor parte del mezclado por difusión, evaluado mediante la difusividad turbulenta, evaluada a partir del cociente entre la viscosidad turbulenta (Ec. 3.20) y el número de Schmidt ( $Sc=0.7$ ). La figura 102 muestra los contornos de difusividad turbulenta en el reactor bajo condiciones de no aireación (a) y aireación (b). Destaca el alto nivel de mezclado generado por el agitador en la zona anóxica, especialmente en la zona del chorro, aunque indirectamente en prácticamente toda la zona por el movimiento inducido. Conviene recordar que, además de evitar la deposición, otra de las funciones del agitador es aumentar el nivel de mezclado en la zona. De similar manera que ocurría con el campo de velocidad, apenas se tiene mezclado turbulento en la zona óxica bajo condiciones de no aireación, aumentando considerablemente el nivel de mezclado por turbulencia al activar los difusores de aire.

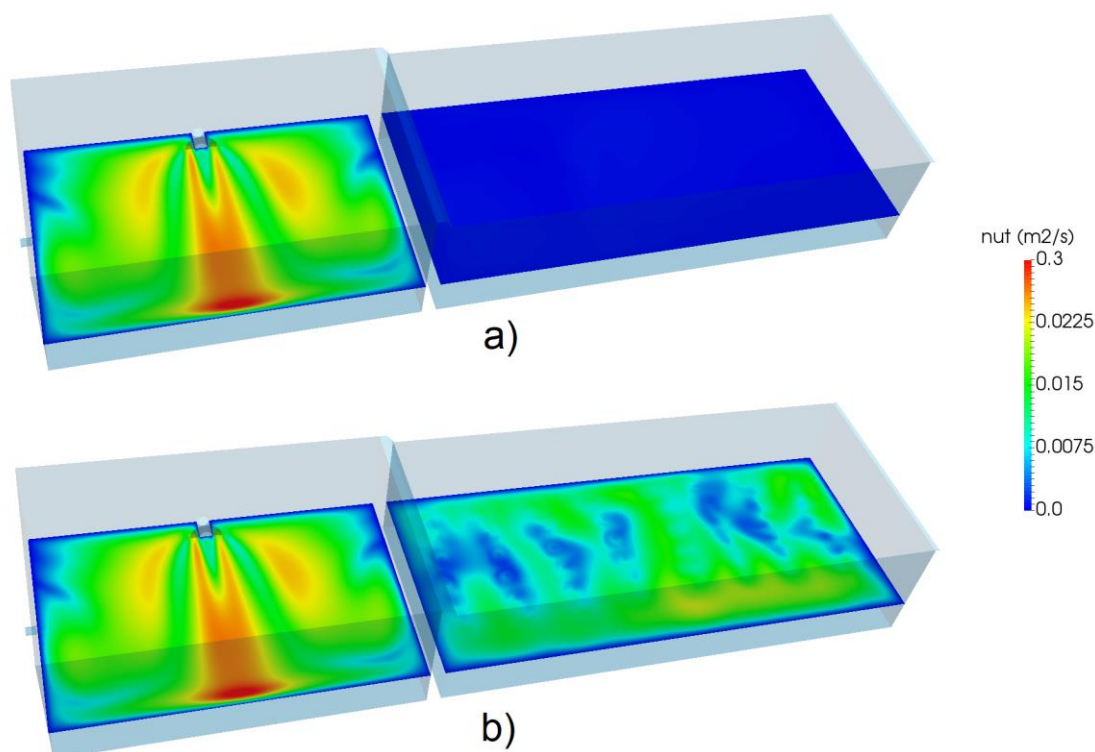


Figura 102. Contornos de difusividad turbulenta en un plano horizontal intermedio del reactor biológico (conf. C1) bajo condiciones de no aireación (a) y aireación (b). Destaca el alto nivel de mezclado turbulento generado por el agitador en la zona anóxica.

Desde el punto de vista del funcionamiento biológico del sistema, la difusividad turbulenta contribuye a mitigar ineficiencias fluidodinámicas tales como tiempos de contacto en el reactor demasiado bajos. En el caso de que una parte del líquido tratado tenga un tiempo de residencia demasiado bajo en el reactor, aunque por convección no esté el tiempo suficiente en el reactor para que se generen las reacciones bioquímicas de depuración necesarias, la alta difusión turbulenta acelera el mezclado por difusión con el fluido adyacente, lo que homogeniza sus concentraciones de compuestos biológicos con respecto al resto del volumen del reactor.

Otra variable fluidodinámica interesante y necesaria para el estudio biológico del reactor es la fracción volumétrica de aire en el mismo. La fracción volumétrica de aire en el reactor es necesaria para calcular el ratio de transferencia de oxígeno entre el aire y el licor de mezcla (Ec. 3.41). La 103 figura muestra el campo de fracción volumétrica de aire en el reactor. Conviene destacar que la escala de valores es logarítmica, se observa como las columnas de aire abarcan una cantidad de espacio considerable en la zona. También se aprecia cómo, debido al arrastre ejercido por el líquido sobre las burbujas en su movimiento de avance hacia la salida del reactor, las últimas columnas de la zona presentan una desviación en dirección a la salida del reactor.

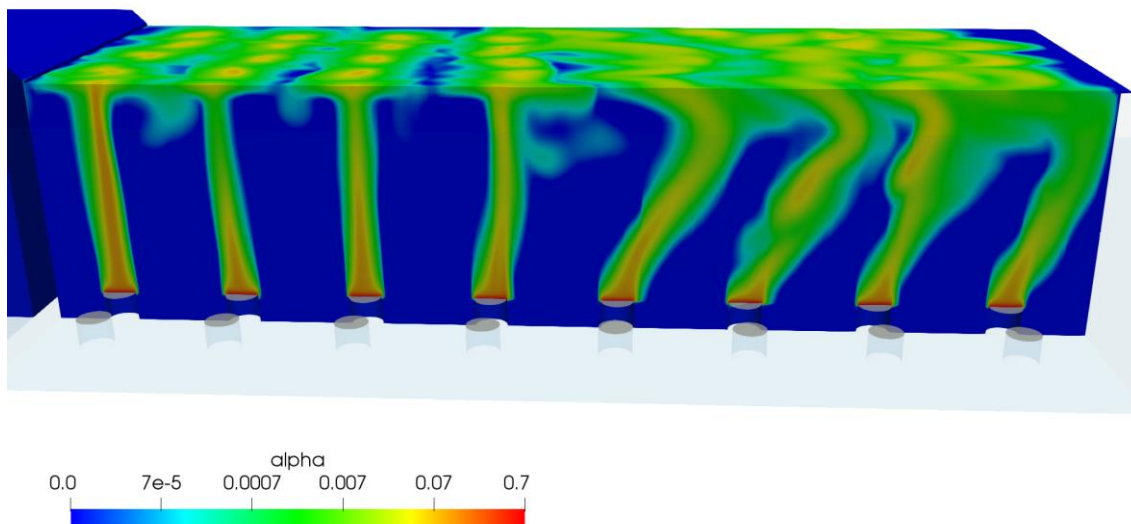


Figura 103. Fracción volumétrica de aire en la zona óxica del reactor (conf. C1). Se observa como las columnas de aire alcanzan una parte considerable del volumen del reactor.

### 5.1.3. Análisis RTD del reactor

Con el fin de evaluar la eficiencia fluidodinámica del reactor, se ha realizado la simulación RTD del reactor, modelando un experimento de trazador de tipo pulso, siguiendo el procedimiento explicado en la sección 4.2.; tanto para condiciones de aireación como de no aireación. Las curvas E obtenidas para ambos regímenes son las mostradas en la figura 104. Al igual que en el caso del reactor biológico de San Pedro del Pinatar (ver figura 69), se observa una menor eficiencia fluidodinámica bajo condiciones de aireación que bajo condiciones de no aireación (con los difusores de aire activados se tiene un menor volumen activo y una mayor dispersión de la curva E). Sin embargo, en este caso destaca la similitud entre ambas curvas, algo que no ocurría en el caso anterior, donde las diferencias de las curvas E con y sin aireación eran mayores. La razón de esta similitud entre las curvas con y sin aireación con respecto al caso del reactor de San Pedro del Pinatar puede deberse, principalmente, a tres razones:

- En el reactor biológico analizado en este capítulo, la zona óxica, que es la que cambia su régimen de funcionamiento al activar los difusores, supone un menor porcentaje de volumen respecto al total del reactor que en el caso de las zonas óxicas del reactor de la EDAR San Pedro del Pinatar.
- En el caso del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar, se tenían, además de los pasos superiores, orificios inferiores que comunicaban las zonas óxicas entre sí. En ausencia de aireación, apenas había circulación de licor de mezcla por dichos orificios; al activar la aireación, se generaban diferencias de presión a ambos lados de los orificios que promovían el paso del líquido, provocando incluso el retorno del licor a una zona anterior (desde la zona óxica 2 a la 1, ver Fig. 34). A nivel global, este retorno de fluido genera una recirculación interna en el reactor (el licor pasa de la zona óxica 1 a la 2 por la parte superior, pero parte de este licor retorna a la zona óxica 1 mediante los orificios inferiores), lo que conlleva una disminución del volumen activo y un aumento de la dispersión de los tiempos de contacto respecto a los casos sin aireación. En el caso del reactor analizado en este capítulo, al no producirse este fenómeno de recirculación interna tan acusado al activar los aireadores, la eficiencia fluidodinámica bajo condiciones de aireación no decae de manera tan notable.



- En el caso de la EDAR de San Pedro del Pinatar, bajo régimen de no aireación, se tenía agitación en las zonas con difusores de aire, mientras que en este caso, bajo condiciones de no aireación, no se tiene fuente de cantidad de momento externo ninguno en la zona óxica.

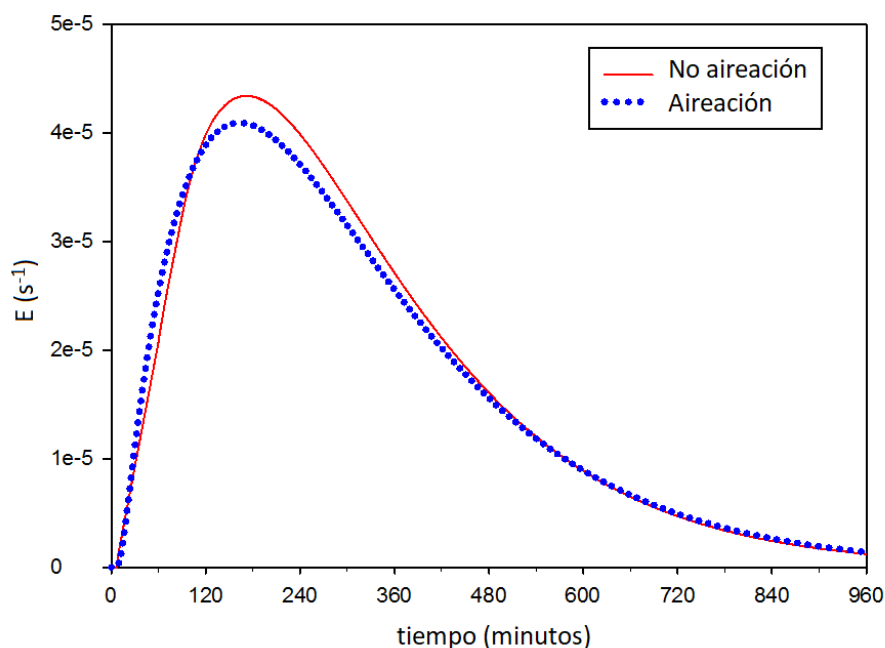


Figura 104. Curvas RTD para el ensayo de tipo pulso ( $E$ ) en el reactor biológico bajo condiciones de aireación y no aireación.

Al igual que en el caso del reactor biológico de la EDAR San Pedro del Pinatar, se ha hecho un ajuste mediante la técnica de minimización de la suma de los cuadrados de los residuales al modelo analítico de dispersión axial de Levenspiel (1999), resultando unos coeficientes de regresión de los ajustes de  $R^2=0.982$  y  $R^2=0.979$  para las condiciones de no aireación y aireación, respectivamente. Los resultados muestran un volumen activo de en torno al 67% sin aireación y al 66% cuando la aireación está activada. Por otro lado, el coeficiente de dispersión adimensional proporcionado por el ajuste es de 0.29 para condiciones de no aireación y 0.33 sin aireación. Los resultados evidencian un comportamiento lejano al del flujo pistón ideal (volumen activo del 100% y dispersión nula). Estos resultados son similares a los obtenidos en el experimento del reactor biológico de la EDAR de San Pedro del Pinatar ( $d=0.25$  y volumen activo del 71%). Esta similitud tiene un fundamento lógico, puesto que ambos reactores son del mismo tipo (reactores de flujo pistón, con zonas separadas por tabiques, con agitadores en las zonas anóxicas y difusores en las óxicas) y los parámetros de dispersión y volumen activo son adimensionales, independientes del tamaño y caudal tratado en la planta.

Tabla 18. Valores de los parámetros RTD en cada régimen de funcionamiento del reactor biológico.

Caso	$t_0$	$d$	Vol. activo
Sin aireación	211	0.29	66.9%
Con aireación	209	0.33	66.1%

## 5.2. Análisis de los procesos biológicos en el interior del reactor

Una vez presentados los resultados de la simulación fluidodinámica, se procede a la presentación y discusión de los resultados de la simulación biológica. Conviene recordar que la simulación CFD biológica, realizada empleando el modelo ASM1, emplea como campos base para la ecuación de transporte los obtenidos en la simulación fluidodinámica. Con el fin de comparar y validar los resultados biológicos de la simulación CFD, también se lleva a cabo la simulación biológica del reactor con un software convencional de simulación de procesos en EDAR. En esencia, este tipo de software presentan un coste computacional considerablemente menor que la simulación CFD, aunque proporcionan un nivel de detalle menor y no son capaces de tener en consideración los fenómenos fluidodinámicos (especialmente la aireación).

A continuación, en la sección 5.2.1, se explican los modelos matemáticos empleados por las herramientas de simulación de procesos en EDAR, presentando los resultados biológicos relativos a la simulación del reactor biológico analizado. En la sección 5.2.2 se muestran los resultados de la simulación biológica del reactor mediante CFD, comparándolos con los proporcionados por el simulador convencional de procesos. Por último, en la sección 5.2.3, se realiza la evaluación del gasto energético de aireación necesario para cumplir los requerimientos del efluente para las condiciones de operación de la planta.

### 5.2.1. Simulación biológica mediante herramientas de simulación de procesos

El primero de los dos métodos de análisis del comportamiento biológico en el interior de reactores es el usado en los softwares de simulación de procesos convencionales. La principal característica de este modelo es que no considera la fluidodinámica (campos de velocidad y turbulencia) en el interior de la instalación, sino que asume que cada una de las zonas del reactor se comporta como un flujo perfectamente mezclado, por lo que solo se tiene una única concentración de componente por zona. Debido a esta hipótesis, en los softwares de simulación de procesos es suficiente con definir el volumen y caudal trasegado por cada zona para tenerlo caracterizado (desde el punto de vista fluidodinámico). Por otro lado, este tipo de simuladores no son capaces de tener en cuenta la aireación, sino que se debe introducir manualmente el coeficiente global de transferencia de oxígeno  $K_L a$ . A continuación se detalla el modelo matemático empleado por las herramientas de simulación de procesos, con la simplificación fluidodinámica antes comentada.

Tal y como se comentó en la sección 3.1.3, el comportamiento de los componentes biológicos en el interior del reactor es modelado mediante la ecuación de transporte de cada componente, incluyendo un término fuente correspondiente a la destrucción o creación del componente mediante reacción biológica (Ec. 3.40). Para el caso de la concentración del componente  $k$ , relacionado mediante el coeficiente estequiométrico  $v_{kj}$  con la velocidad de la reacción  $\rho_j$ , correspondiente a la reacción  $j$ :

$$\frac{\partial c_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\vec{v}_l c_k) = \nabla \cdot (D_{ef} \nabla c_k) + \sum v_{kj} \rho_j. \quad (5.1)$$

Integrando la ecuación anterior (aplicando el teorema de Gauss para el término convectivo) y asumiendo que todo el volumen  $vol$  de la zona presenta la misma concentración (flujo perfectamente mezclado), se tiene:

$$\frac{\partial c_k}{\partial t} vol + \sum (c_k (\vec{v}_l \cdot \vec{A}_l)) = \sum v_{kj} \rho_j vol. \quad (5.2)$$

El producto escalar de la velocidad del líquido  $\vec{v}_i$  por el vector de cada superficie de control de la zona,  $\vec{A}_i$ , corresponde al caudal entrante por dicha superficie  $Q_i$ , luego:

$$\frac{\partial c_k}{\partial t} vol + \sum (c_k Q_i) = \sum v_{kj} \rho_j vol. \quad (5.3)$$

La hipótesis de flujo perfectamente mezclado en la zona, asume que la concentración del componente es igual en los efluentes de la zona que en el interior de la misma  $c_k$ , siendo tan solo diferente en los afluentes a la zona  $c_{k,entrada}$ . Por continuidad, la suma del caudal de los afluentes ha de ser igual a la de los efluentes  $Q$ . Teniendo en cuenta lo anterior y dividiendo entre el volumen de la zona queda:

$$\frac{\partial c_k}{\partial t} + \frac{Q}{vol} (c_k - c_{k,entrada}) = \sum v_{kj} \rho_j, \quad (5.4)$$

ecuación que es aplicada para cada uno de los componentes en cada una de las zonas del reactor. En el caso del reactor biológico analizado, los términos de reacción bioquímica (estequiometría y velocidad de reacción) son evaluados mediante el modelo ASM1, explicado en la sección 3.1.3.

El software empleado para la simulación biológica del reactor es Lynx ASM1 (2018), desarrollado por la empresa Lynx Simulations. En el artículo publicado sobre esta parte de la investigación (Sánchez *et al.* 2018), la simulación biológica se realiza mediante el software de procesos comercial WEST. Los resultados proporcionados por ambos programas son idénticos. Tal y como se explicó en la sección 2.2, se consideran dos zonas (anóxica y óxica) con volúmenes de 91 m<sup>3</sup> y 128 m<sup>3</sup>, respectivamente, siendo el caudal tratado de 250 m<sup>3</sup>/d, con una recirculación interna de 500 m<sup>3</sup>/d y una externa de 250 m<sup>3</sup>/d, generando el esquema mostrado en la figura 105. Las concentraciones de los componentes biológicos en el afluente son los descritos en la tabla 2, sección 2.2.

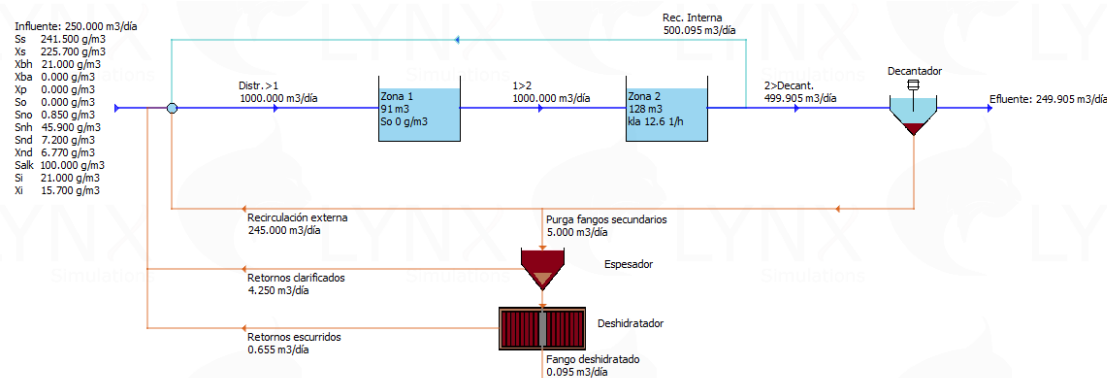


Figura 105. Esquema y condiciones de funcionamiento del modelo del reactor biológico a simular mediante herramientas de simulación de procesos.

Respecto al modo de funcionamiento, se ha fijado un régimen de aireación intermitente, con un tiempo total de ciclo de 12 minutos (720 s), fijando la duración del ciclo de aireación (ON) en 305 segundos y la de no aireación (OFF) en 415 segundos. Dichas duraciones son las que provocan el cumplimiento de las dos consignas de funcionamiento del reactor (duración del ciclo de 12 minutos y amonio efluente promedio de 1.4 mg/l). El valor global del coeficiente de transferencia de oxígeno en la zona óxica se ha calculado como el valor promedio del campo del coeficiente en la simulación CFD fluidodinámica,  $K_La=303 \text{ d}^{-1}$ . La concentración de saturación de oxígeno del licor de mezcla se ha calculado a partir de la ley de Henry (Ec. 3.43), tomando el valor a la altura media del reactor ( $C_{sat}=9.75 \text{ mg/l}$ ).

Tal y como se explicó en la sección 3.3.2, la simulación biológica parte de un estado inicial en donde la concentración de cada uno de los componentes en cada una de las zonas del reactor corresponde a las que se tienen en el influente, aunque añadiendo una concentración inicial de biomasa ( $X_{BH}$  y  $X_{BA}$ ) a modo de cultivo, para que puedan desarrollarse las reacciones biológicas. Durante las primeras horas de simulación se produce una evolución transitoria de las concentraciones ASM en cada una de las zonas. Sin embargo, dado que los caudales afluente y de recirculación y la carga biológica del influente se mantienen constantes, se termina alcanzando un estado pseudo-estacionario en donde la evolución de las concentraciones biológicas en cada zona se repite de un ciclo a otro. El análisis biológico del reactor se realiza una vez alcanzado el estado pseudo estacionario.

Las figuras 106, 107 y 108 muestran la evolución de la concentración en el efluente del reactor (efluente de la zona óxica, coincidente con el valor considerado para todo el volumen de la zona) de los componentes oxígeno, amonio y nitrato una vez alcanzado el estado pseudo estacionario. Se aprecia claramente que las concentraciones se repiten entre un ciclo y el siguiente, denotando el alcance del estado pseudo-estacionario.

La concentración de oxígeno en la zona óxica (fig. 106) se incrementa de apenas 0.2 mg/l al final del subciclo sin aireación hasta 4.1 mg/l al final del subciclo de aireación ON, resultando en un nivel promedio en el efluente de 2.21 mg/l.

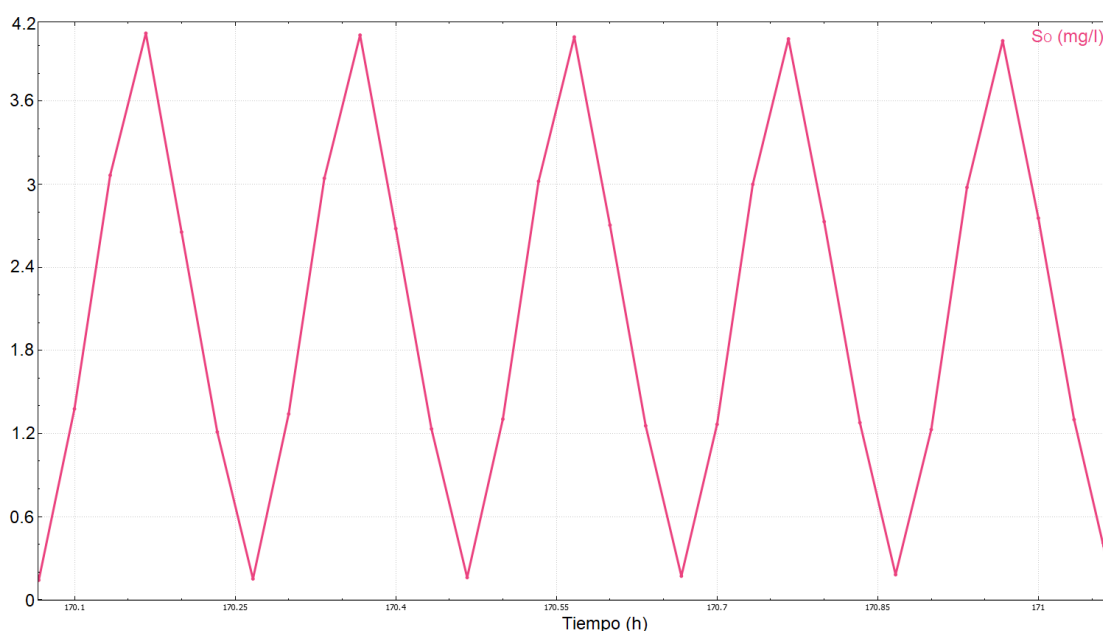


Figura 106. Evolución de la concentración de oxígeno disuelto en el efluente de la zona óxica (conf. C1) con la simulación mediante herramientas de simulación de procesos.

La concentración de amonio en el efluente apenas varía 0.1 mg/l a lo largo del ciclo de aireación (fig. 107), manteniéndose en la horquilla 1.32-1.44 mg/l. El nivel promedio de amonio en el efluente es 1.39 mg/l, por debajo del máximo requerido (1.5 mg/l), cumpliendo la consigna de funcionamiento.

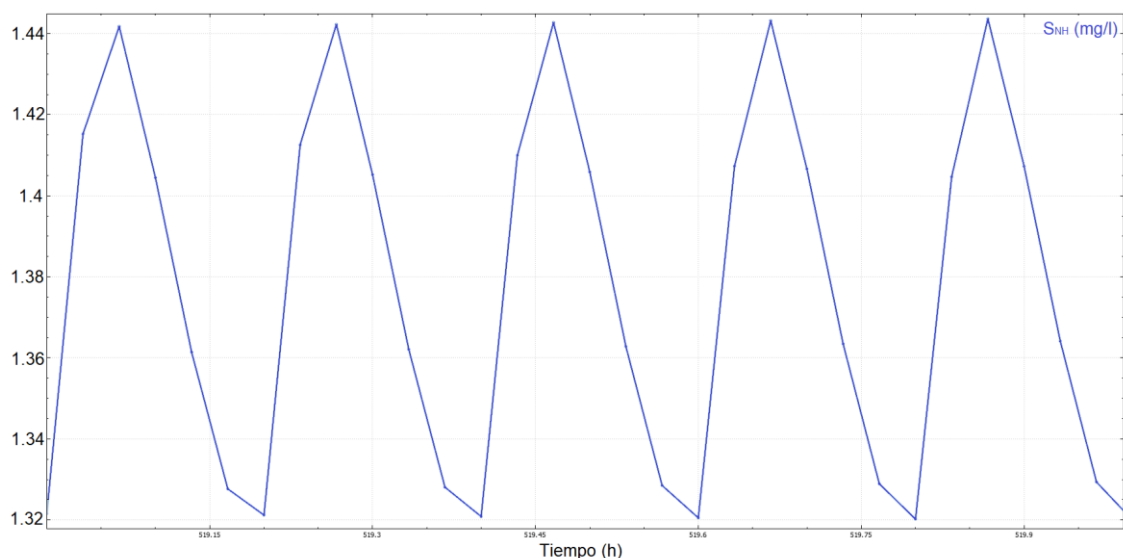


Figura 107. Evolución de la concentración de amonio en el efluente de la zona óxica (conf. C1) con la simulación mediante herramientas de simulación de procesos.

Respecto al nivel de nitratos a la salida del reactor (fig. 108), se tiene una variación cíclica entre 8.56 y 8.77 mg/l, siendo la concentración promedio de 8.66, cumpliendo ampliamente los requerimientos del efluente ( $S_{NO}$  menor que 10 mg/l).

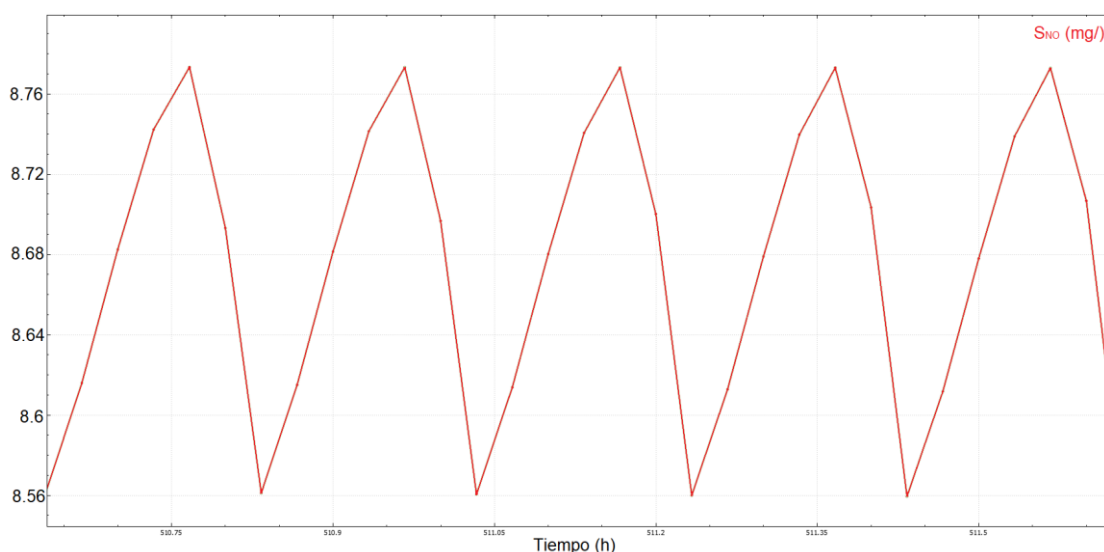


Figura 108. Evolución de la concentración de nitratos en el efluente de la zona óxica (conf. C1) con la simulación mediante herramientas de simulación de procesos.

### 5.2.2. Simulación biológica mediante herramientas CFD

A diferencia de las herramientas convencionales de simulación de procesos, la simulación CFD trabaja sobre los campos locales fluidodinámicos y biológicos, por lo que proporciona las concentraciones en cada localización, sin asumir un único valor de la variable común a toda la zona. La simulación biológica mediante CFD se realiza resolviendo la ecuación de transporte de cada componente (Ec. 3.40) incluyendo el término fuente de reacción, en este caso modelado mediante el modelo ASM1. Debido a lo anterior, el coste computacional de la simulación biológica mediante CFD es considerablemente mayor que el de las herramientas de simulación de procesos convencionales.

Una de las ventajas de este método de modelización es que emplea la información proporcionada por la simulación fluidodinámica previamente realizada, lo que le permite tener en cuenta fenómenos fluidodinámicos tales como zonas muertas, recirculaciones o cortocircuitos. Además de los campos de velocidad para el transporte convectivo, la simulación emplea la difusividad turbulenta para el transporte por difusión. En este contexto, una de las principales limitaciones de las herramientas de simulación de procesos en EDAR es que no pueden calcular la transferencia de oxígeno entre las burbujas de aire y el licor de mezcla, debiendo recurrir a la información proporcionada por el fabricante de los difusores para calcular un coeficiente de transferencia  $K_L a$  global en cada zona considerada. Sin embargo, mediante CFD, a partir de los campos de fracción de aire, velocidad relativa entre fases y el tamaño de las burbujas, es posible calcular el campo del coeficiente de transferencia de oxígeno local  $K_L a$  (ver fig. 109), empleando la ley de Higbie (Ecs. 3.41 y 3.42). A partir de este campo  $K_L a$ , de la concentración de saturación de oxígeno y de la concentración local de oxígeno, es posible calcular el oxígeno transferido en cada punto del reactor, mediante la ecuación (3.40).

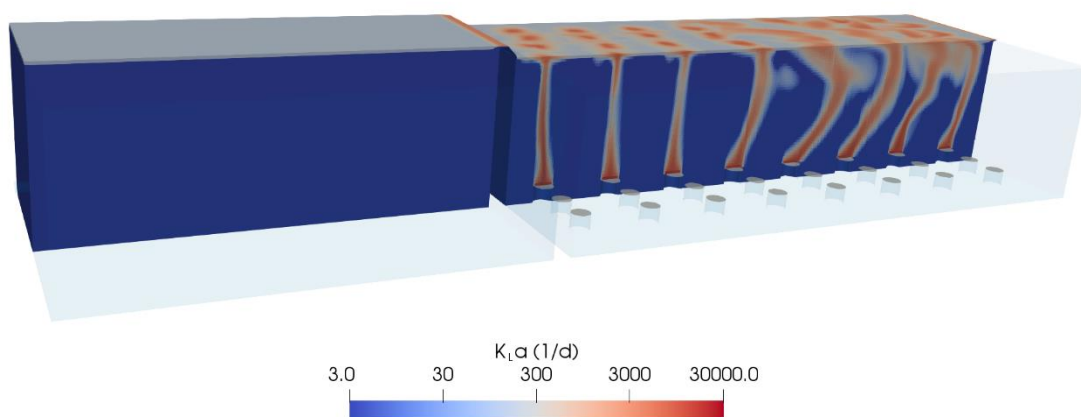


Figura 109. Campo de coeficiente de transferencia de oxígeno  $K_L a$  en el reactor biológico (conf. C1), se observa una íntima relación entre el coeficiente y la fracción volumétrica de aire (fig. 103), aunque el coeficiente también contempla la transferencia desde el aire ambiental por la superficie libre.

Tal y como se ha comentado anteriormente, la simulación CFD-ASM1 proporciona la evolución de las concentraciones locales de cada uno de los componentes en el reactor. A modo de ejemplo, la figura 110 muestra la concentración de sustrato biodegradable ( $S_s$ ) en un plano horizontal intermedio del reactor. Se aprecia como el licor de mezcla entrante al reactor (mezcla del influente y las recirculaciones) tiene una concentración considerable de compuesto (en torno a 60 mg/l). Sin embargo, al entrar en contacto con el licor de la zona anóxica, debido a la reacción bioquímica y al mezclado turbulento, en poco espacio disminuye su concentración hasta 15 mg/l. Al pasar a la zona óxica, rica en oxígeno, la concentración decae por debajo de 5 mg/l, permitiendo cumplir los requerimientos de DQO en el efluente (ver sección 2.2).

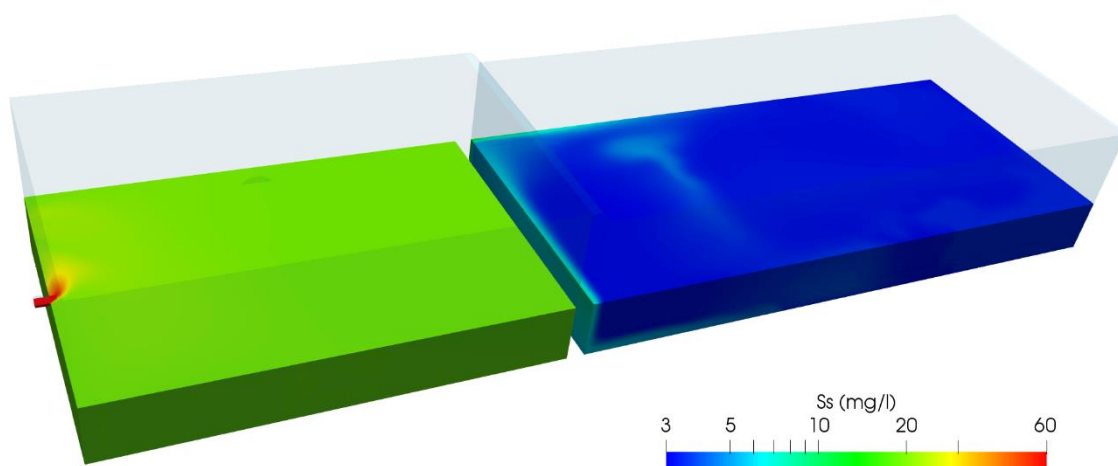


Figura 110. Concentración de sustrato biodegradable soluble ( $S_s$ ) en el reactor biológico (conf. C1). Se observa como en la zona óxica, debido a la presencia de oxígeno, se produce la reacción R1, que disminuye considerablemente la concentración del compuesto.

La figura 111 representa los campos de biomasa heterótrofa ( $X_{BH}$ ) en el reactor. Conviene recordar que la biomasa representa la población bacteriana presente en el fango del reactor, responsable de la degradación de la materia orgánica del agua residual. Destaca el hecho de tener una mayor concentración de biomasa en la zona óxica, debido a la presencia de oxígeno que permite la degradación del sustrato por parte de las bacterias (R1). Al igual que en el caso del  $S_s$ , se observa que no hay grandes diferencias de concentración de  $X_{BH}$  en una misma zona, validando, para estos compuestos, la hipótesis de concentración uniforme en cada una de las zonas que se tomaba en el análisis biológico mediante herramientas de simulación de procesos.

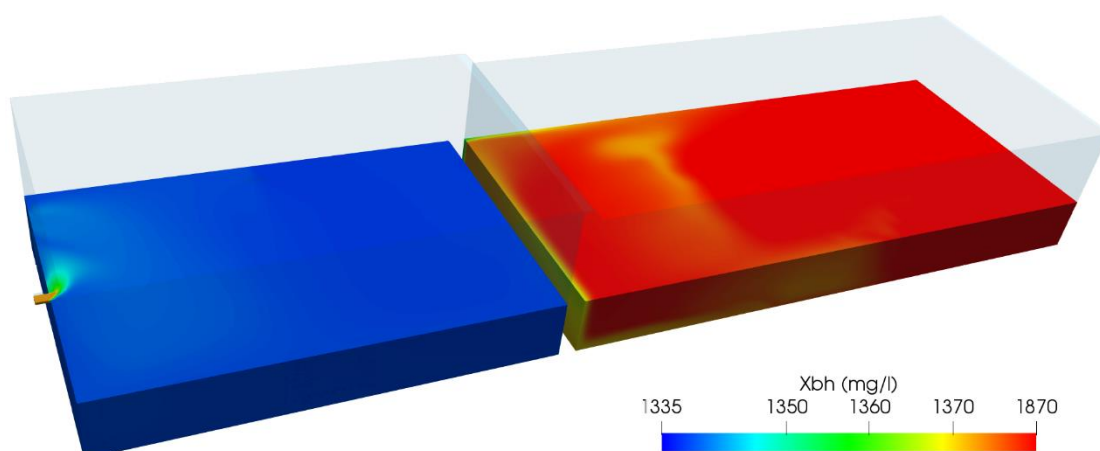


Figura 111. Concentración de biomasa heterótrofa en el reactor biológico ( $X_{BH}$ ). En la zona óxica, al producirse la degradación de la materia orgánica del agua por parte de la bacteria, se tiene una mayor población de esta.

Al igual que en la simulación ASM1 con herramientas de simulación de procesos, se produce una evolución transitoria de las concentraciones hasta alcanzar el estado pseudo-estacionario, en donde las concentraciones se repiten entre un ciclo de aireación y el siguiente. Conviene destacar que, tal y como se explicó en la sección 3.3.2, se ha programado un controlador virtual en la simulación CFD. Se han impuesto dos consignas de control de aireación: duración total del ciclo de aireación (subciclo ON y subciclo OFF) de 12 minutos, concentración promedio de amonio en el efluente de 1.4 mg/l. Durante la simulación, si el nivel de amonio promedio es mayor al de consigna, el controlador virtual prolonga la duración de la aireación y reduce la duración del subciclo OFF, y viceversa, hasta encontrar el estado pseudo-estacionario que

cumpla las consignas impuestas. Para esta configuración y régimen de aireación, la simulación proporciona unas duraciones de aireación y no aireación de 305 y 415 s, respectivamente.

La figura 112 representa la evolución de la concentración de oxígeno ( $S_O$ ), nitrato ( $S_{NO}$ ) y amonio ( $S_{NH}$ ) en el efluente, una vez alcanzado el estado pseudo-estacionario, durante ciclos completos de aireación. Al igual que en el caso con herramientas de simulación de proceso, la concentración de oxígeno disuelto está íntimamente relacionada con la fase del ciclo de aireación, llegando a ser casi nula al final del subciclo de no aireación y alcanzando valores mayores de 4.5 mg/l al final del subciclo de aireación (instante de máxima concentración). Las curvas de nitrato y amonio se mantienen en rangos similares a los obtenidos con las herramientas de simulación de procesos (ver fig. 107 y 108). Se observa una correlación clara entre ambas curvas, cuando aumenta la concentración de amonio disminuye de la nitratos y viceversa. Esto es debido a la reacción R3 del modelo ASM1, que rige la transformación entre ambos tipos de nitrógeno.

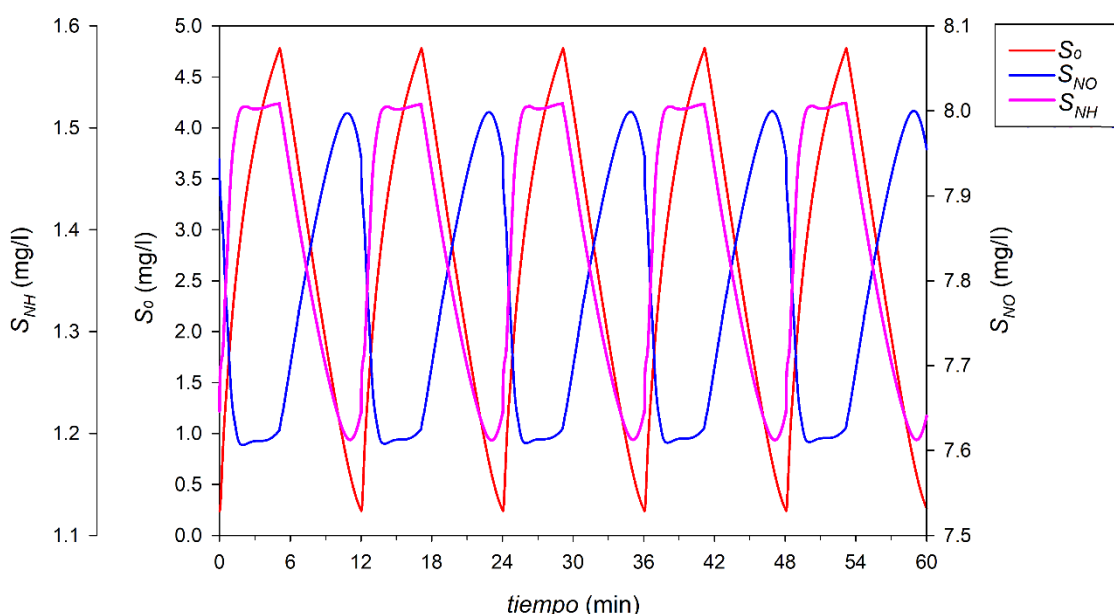


Figura 112. Evolución de las concentraciones de oxígeno disuelto, nitratos y amonio en el efluente del reactor obtenidas mediante la simulación CFD-ASM1.

Sin embargo, en el caso de la simulación CFD, la concentración de un compuesto en el efluente no coincide con la concentración del compuesto en el interior de la zona, sino que se tiene una distribución de concentraciones en la zona. La figura 113 muestra el contorno de  $S_O$  en un plano vertical intermedio de la zona óxica durante cuatro instantes distintos del ciclo de aireación. Al inicio del subciclo de aireación (fig. 113.a), la concentración de oxígeno en la zona es muy baja, ya que este ha sido consumido y arrastrado durante el subciclo sin aireación. Sin embargo, conforme avanza el subciclo de aireación, la concentración de  $S_O$  en la zona va aumentando, tal y como se observa en la figura 113.b, correspondiente al tiempo intermedio del subciclo de aireación. Destaca el hecho de que la concentración en la parte final de la zona sea mayor que en la parte inicial de la misma. Esto es debido a la diferente demanda de oxígeno en la zona; el agua proveniente de la zona anóxica, rica en  $S_S$ ,  $S_{NH}$  y pobre en  $S_O$ , presenta una alta demanda de oxígeno (ver reacciones R1 y R3 en tablas 3 y 4), consumiendo el oxígeno del principio de la zona. Conforme avanza por la zona, el licor de mezcla aumenta su concentración de  $S_O$ , a la vez que disminuye su contenido en  $S_{NH}$  y  $S_S$ , disminuyendo así su demanda de oxígeno y no llegando a consumir totalmente el oxígeno inyectado al final de la zona. Conviene destacar que este fenómeno supone una ineficiencia, pues parte del oxígeno que ha sido introducido al reactor



(con el gasto energético de aireación que supone), no es consumido por el licor de mezcla y abandona el reactor con el efluente. La figura 113.c representa el contorno de  $S_O$  en el momento final del ciclo de aireación (instante de máxima concentración de  $S_O$ ). Se aprecia como la ineficiencia comentada anteriormente se magnifica, alcanzando concentraciones de  $S_O$  mayores de 4 mg/l en la zona de la salida del reactor. Al apagar los difusores de aire, el licor procedente de la zona anóxica, pobre en  $S_O$ , renueva el licor de la zona, disminuyendo el contenido de oxígeno disuelto en la zona (fig. 113.d) antes de volver a comenzar de nuevo el ciclo de aireación.

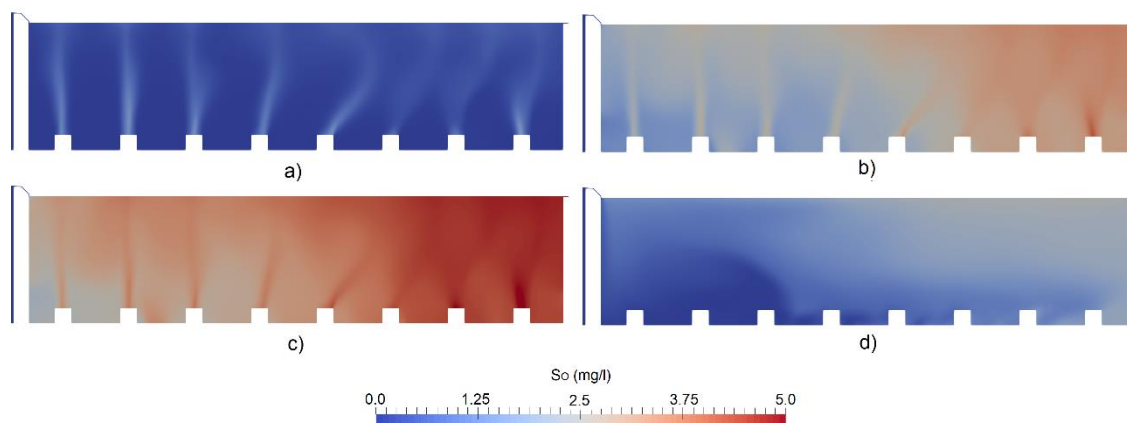


Figura 113. Campo de  $S_O$  en la zona óxica durante distintos instantes del ciclo de aireación (conf. C1). Se observa una importante ineficiencia durante el subciclo de aireación (b y c); en la parte final de la zona aumenta excesivamente la concentración de oxígeno disuelto, no pudiendo llegar a ser consumido en el reactor.

La figura 114 muestra el contorno de amonio en la zona óxica del reactor para los mismos instantes del ciclo de aireación que la figura anterior. En este caso, se observa una distribución más homogénea en la zona que en el caso del oxígeno. Destaca la ineficiencia fluidodinámica que se produce bajo condiciones de no aireación, debido a la ausencia de mezclado. Durante el subciclo de no aireación (fig. 114.d), al no haber apenas mezclado en la zona por la ausencia de fuentes de cantidad de movimiento, el licor rico en amonio procedente de la zona anóxica, a causa de la forma del vertedero que separa ambas zonas, desciende hasta el fondo de la cámara, desde donde avanza hacia la salida del reactor. Como resultado, se produce una acumulación de agua rica en  $S_{NH}$  en la parte inferior del reactor. Al activar los difusores de aire, el empuje vertical de las burbujas eleva la lengua de amonio formada en el fondo (ver fig. 114.a). Sin embargo, en poco tiempo, gracias al oxígeno transferido, la lengua de amonio desplazada al seno de la zona es consumida (fig. 114.b y 114.c).

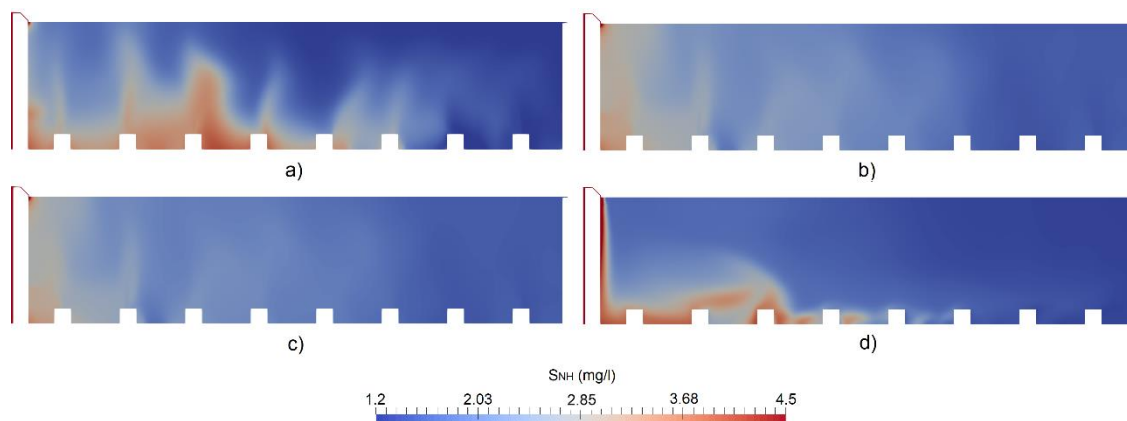


Figura 114. Campo de  $S_{NH}$  en la zona óxica durante distintos intervalos del ciclo de aireación (conf. C1). Se observa como durante el ciclo de no aireación (d), al no haber fuentes de mezclado en la zona, el líquido rico en amonio se acumula en el fondo de la zona.

Además de las concentraciones de los componentes biológicos, la CFD permite analizar las velocidades de reacción en el reactor. La figura 115 muestra la evolución, durante un ciclo de aireación, de la reacción R1 (crecimiento aeróbico de biomasa, consumo de  $S_S$  y  $S_{NH}$  por parte del  $X_{BH}$  en presencia de  $S_O$ ). Se observa la ineficiencia bioquímica comentada anteriormente, se tiene una mayor demanda de oxígeno en la parte inicial de la zona que en la final (ver fig. 115.b y 115.c), lo que provoca heterogeneidades en la distribución de  $S_O$  (ver fig. 113.c). Como cabría esperar, en ausencia de  $S_O$  (fig. 115.a), apenas hay reacción (consumo de  $S_S$ ) en la zona.

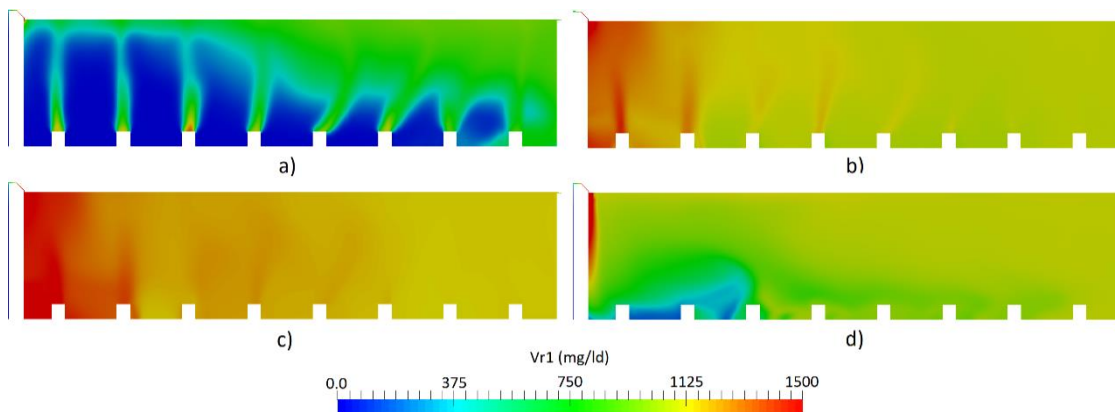


Figura 115. Distribución del ratio de la reacción R1 en la zona óxica durante distintos intervalos del ciclo de aireación (conf. C1). Se aprecia como la presencia de oxígeno (b y c) cataliza el consumo de  $S_S$  y  $S_{NH}$  por parte de  $X_{BH}$ .

Una vez analizado el comportamiento biológico del reactor mediante los dos métodos de simulación considerados, se procede a comparar los resultados proporcionados por cada uno de ellos. La tabla 19 muestra las concentraciones promedio de cada uno de los componentes biológicos ASM1 en el efluente de las dos zonas del reactor, así como la diferencia entre los valores proporcionados por ambos métodos. Se observa, en general, un alto grado de concordancia entre los resultados proporcionados por ambos métodos. La única diferencia reseñable se produce en el oxígeno disuelto de la zona óxica, con una diferencia del casi el 20%. Esto es debido a que, tal y como se mencionó anteriormente, las herramientas convencionales de simulación de procesos en EDAR consideran una concentración homogénea en toda la zona. Esta hipótesis, de acuerdo a los resultados de la simulación CFD, se cumple para la mayoría de compuestos en ambas zonas del reactor (ver fig. 110 y 111). Sin embargo, en el caso del oxígeno disuelto, debido a las ineficiencias biológicas mencionadas, no se genera un campo de  $S_O$  homogéneo en toda la zona, sino que en la parte delantera de la zona se tiene una concentración menor que en la parte final de la misma zona (ver fig. 113). Este fenómeno no puede ser considerado por el simulador convencional de procesos, generando la ligera diferencia de resultados de  $S_O$  y  $S_{NO}$  entre ambos métodos.

Tabla 19. Comparación de las concentraciones biológicas promedio en las dos zonas del reactor obtenidas por los dos métodos de simulación empleados; CFD y simulación de procesos (SProc).

	Zona anóxica				Zona óxica			
	CFD (mg/l)	SProc (mg/)	Dif (mg/l)	Dif (%)	CFD (mg/l)	SProc (mg/)	Dif (mg/l)	Dif (%)
$S_S$	19.19	19.07	<b>0.12</b>	<b>0.63</b>	3.47	3.62	<b>0.15</b>	<b>4.32</b>
$X_S$	142.26	141.6	<b>0.6</b>	<b>0.44</b>	33.33	34.0	<b>0.6</b>	<b>1.92</b>
$X_{BH}$	1337.9	1317.0	<b>20.9</b>	<b>1.56</b>	1381.2	1358.9	<b>22.3</b>	<b>1.61</b>
$X_{BA}$	69.89	68.79	<b>1.1</b>	<b>1.57</b>	71.58	70.45	<b>1.13</b>	<b>1.58</b>
$X_P$	1405.5	1404.5	<b>1.0</b>	<b>0.07</b>	1414.2	1413.2	<b>1.0</b>	<b>0.07</b>
$S_O$	0.01	0.00	<b>0.01</b>	<b>70.00</b>	2.71	2.21	<b>0.50</b>	<b>18.45</b>
$S_{NO}$	0.04	0.08	<b>0.04</b>	<b>102.50</b>	7.77	8.66	<b>0.89</b>	<b>11.45</b>
$S_{NH}$	12.28	12.27	<b>0.01</b>	<b>0.08</b>	1.40	1.38	<b>0.01</b>	<b>0.71</b>
$S_{ND}$	0.33	0.35	<b>0.02</b>	<b>6.97</b>	1.10	1.06	<b>0.05</b>	<b>4.09</b>
$X_{ND}$	9.30	9.16	<b>0.14</b>	<b>1.51</b>	2.54	2.53	<b>0.01</b>	<b>0.39</b>
$S_I$	21.00	21.00	<b>0.00</b>	<b>0.00</b>	21.00	21.00	<b>0.00</b>	<b>0.00</b>
$X_I$	375.7	375.7	<b>0.0</b>	<b>0.00</b>	375.7	375.7	<b>0.0</b>	<b>0.00</b>

Otro detalle destacable, comentado anteriormente, es que las herramientas convencionales de simulación de procesos no son capaces de calcular el valor del coeficiente de transferencia de oxígeno  $K_LA$ , debiendo ser este tomado de las hojas de características del fabricante de los difusores de aire o, como en este caso, de la propia simulación CFD. En la siguiente sección, a modo de detalle, se realiza una breve comparación entre los valores de transferencia de oxígeno obtenidos en el modelo CFD y los especificados por el fabricante.

### 5.2.3. Evaluación del consumo energético de la aireación

Por último, dentro del análisis biológico del reactor con sistema de aireación original, se procede a evaluar el gasto energético que supone cumplir los requerimientos del efluente para la configuración de aireación y condiciones de operación analizados. La figura 116 representa la evolución de la concentración de  $S_O$  en el efluente, masa total de oxígeno en el reactor y eficiencia de la transferencia de oxígeno (SOTE), durante un ciclo completo de aireación (305 s de aireación y 415 s de no aireación). La eficiencia de la transferencia (SOTE) se define como el cociente entre la masa de oxígeno transferida al licor de mezcla y la masa de oxígeno introducida en el sistema por los difusores. Se observa como conforme avanza el subciclo de aireación, aumenta la cantidad total de oxígeno en el sistema, saturando las zonas de licor de mezcla adyacentes a las columnas de aire, lo que disminuye su capacidad de recibir oxígeno, lo que disminuye la eficiencia de transferencia (SOTE). En su hoja de características, el fabricante especifica que para una profundidad de 1.5 m, el SOTE de los difusores debería de estar en torno al 19%, mayor que el proporcionado por la simulación CFD. Sin embargo, el mismo fabricante especifica que dicho SOTE se ha calculado con agua potable limpia (sin oxígeno disuelto). Mediante la ecuación 3.4.1, es posible estimar el descenso en el SOTE que se tendría si en lugar de agua sin oxígeno disuelto se tuviera algo de oxígeno disuelto en el líquido. A modo de ejemplo, para un valor de  $S_O=2$  mg/l, la corrección del SOTE del fabricante proporcionaría un valor de 14.8%, similar al proporcionado por la simulación cuando se tiene esa concentración en el efluente del reactor.

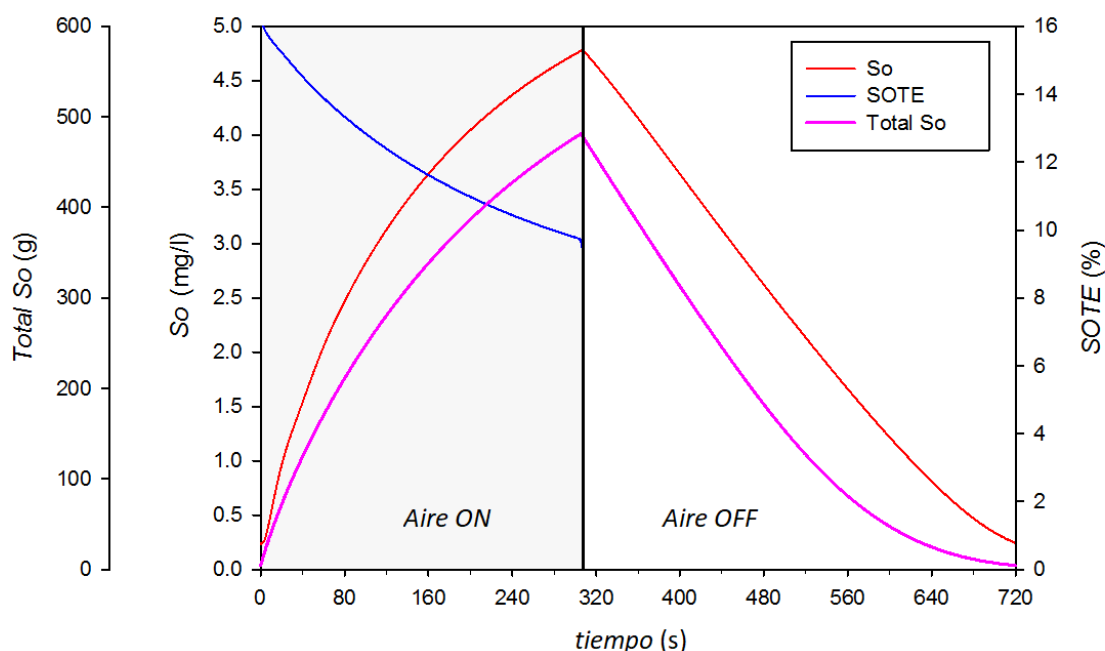


Figura 116. Evolución del oxígeno en el efluente, masa total de SO en el reactor y eficiencia en la transferencia de oxígeno (SOTE) durante un ciclo de aireación (conf. C1). Se observa como el SOTE decae conforme aumenta la masa de oxígeno en el reactor.

El consumo promedio de la soplante que alimenta los difusores puede ser calculado multiplicando el caudal promedio de aire trasegado por el salto de presión que proporciona el compresor, dividido entre la eficiencia del dispositivo:

$$\dot{W} = \frac{\bar{Q}_t \cdot \Delta p}{\eta}, \quad (5.5)$$

$\Delta p$  es la suma de la presión hidrostática de la columna de agua sobre los difusores (1.5 m), pérdida de presión en las tuberías y caída de presión generada por los difusores. Dado que el fluido de trabajo es aire, las pérdidas de presión en las tuberías son tan pequeñas que no son tenidas en cuenta. La caída de presión generada en los difusores es tomada de la hoja de características de los dispositivos, mientras que la eficiencia del compresor es tomada como  $\eta = 60\%$ . El caudal promedio de aire trasegado por la soplante es calculado a partir de las duraciones de los subciclos de aireación y no aireación proporcionados por la simulación CFD para mantener las consignas del controlador. La tabla 20 resume los resultados de consumo energético de la configuración y condiciones de operación analizados.

Tabla 20. Resumen del funcionamiento del sistema de aireación del reactor biológico.

Configuración	Caudal de aire por difusor $Q_d$ (Nm <sup>3</sup> /h/dif)	Caudal total de aire $Q_t$ (Nm <sup>3</sup> /h)	Duración del subciclo ON $t_{ON}$ (s)*	Caudal promedio $\bar{Q}_t$ (Nm <sup>3</sup> /h)	$\Delta p$ (kPa)	$\dot{W}$ (W)
C1 (48 dif)	7	336	305	142.3	29.5	1944

\* La duración del ciclo completo es (ON + OFF) es 720 s.

En definitiva, el análisis fluidodinámico y biológico llevado a cabo muestra que la CFD es una herramienta capaz de estimar el consumo energético de un reactor biológico determinado, bajo unas condiciones de operación concretas, para cumplir los requerimientos del efluente de la planta. Los resultados del modelo CFD han sido comparados con los proporcionados por un software de simulación de procesos, encontrando un alto grado de ajuste entre los resultados proporcionados por ambos modelos, por lo que el modelo CFD biológico puede considerarse validado. En contraposición a su mayor coste computacional, el modelo CFD emplea la

información proporcionada por la simulación fluidodinámica, por lo que es capaz de calcular el coeficiente de transferencia de oxígeno a partir del campo de fracción de aire, algo que no es posible realizar mediante los simuladores de procesos.

El estudio realizado también ha servido para detectar ineficiencias en el funcionamiento del sistema de aireación del reactor. A continuación, se analiza el funcionamiento del mismo reactor, bajo las mismas condiciones de operación, pero con otras configuraciones y regímenes de aireación destinados a solventar las ineficiencias detectadas.

### 5.3. Evaluación energética del sistema de aireación bajo distintas configuraciones y regímenes de aireación

Tal y como se mencionó en la sección 2.2 de esta Tesis Doctoral, el sistema de aireación del reactor biológico de la EDAR supone el mayor consumo energético de la planta, llegando a representar el 70% del total de la energía consumida por la EDAR. Debido a lo anterior, dentro de la mejora de la eficiencia energética de la EDAR, tiene especial interés el análisis del sistema de aireación. Sin embargo, tal y como se ha mostrado anteriormente, el análisis completo del funcionamiento del sistema de aireación tiene un alto grado de complejidad, pues influyen factores fluidodinámicos, biológicos y de transferencia de masa. En este contexto, la CFD se convierte en una herramienta adecuada para el análisis, pues es capaz de tener en cuenta todas esas variables, lo que le permite calcular el gasto energético de aireación necesario para cumplir los requerimientos del efluente.

Una vez desarrollado el modelo CFD-ASM, en este apartado, se aplica el modelo para analizar la influencia, a efectos fluidodinámicos, biológicos y sobre todo energéticos, de modificar el sistema de aireación, así como su régimen de trabajo. Se realizan dos estudios, en el primero se analiza el efecto de modificar el sistema de aireación, empleando un mayor número de difusores, con una distribución heterogénea. El segundo análisis consiste en estudiar el funcionamiento del reactor con los difusores de aire trabajando a un menor régimen de carga.

#### 5.3.1. Influencia del sistema de aireación en el consumo energético

Aunque la mayoría de los sistemas de aireación de EDAR presenten una distribución homogénea de difusores a lo largo y ancho del fondo de la zona óxica, tal y como se comentó en el apartado 2.2, algunos manuales (ABS, Trillo 2014) aconsejan seguir un patrón heterogéneo de difusores, con más difusores en la parte delantera de la zona (donde el licor presenta mayor demanda de oxígeno) y menos en la parte final de la zona. De hecho, los resultados de la simulación biológica realizada evidencia una importante ineficiencia debido a la distribución homogénea de difusores, que genera una excesiva concentración de  $S_o$  en la parte final de la zona,  $S_o$  que no se consume, sino que abandona el reactor con el licor de mezcla (ver fig. 113).

Por otro lado, los propios fabricantes de difusores recomiendan distribuir el caudal total de aire lo máximo posible, es decir, disminuir el gasto de aire por difusor y aumentar el número de difusores, aunque ello supone un mayor coste de inversión inicial. Tal y como se explicó en la discusión de los resultados de la simulación biológica (ver fig. 116), la transferencia de oxígeno aire-agua disminuye conforme aumenta la concertación del compuesto en el líquido. Si se

generan más columnas de burbujas, pero con menos volumen de aire por columna, se reparte más la transferencia y se satura menos el líquido adyacente a las burbujas.

Teniendo en consideración las dos medidas anteriores, se simula el reactor biológico con un sistema distinto de aireación (configuración 2, C2), presentado ya en la sección 2.2. Las características de esta nueva configuración son: 80 difusores ABS-KKI-215 ( $4 \text{ m}^3/\text{h}/\text{dif}$ ) distribuidos en 10 filas, cada una con 8 difusores. La distancia entre los difusores en la misma fila es de 550 mm, la distancia entre filas es variable, estando las filas más próximas entre sí al inicio de la zona (distancia mínima de 550 mm), y alejándose progresivamente hasta 1300 mm de distancia entre las dos últimas filas.

Conviene recordar que la configuración inicial del sistema de aireación (C1), presentado en la sección 2.2.2 era: 48 difusores ABS-PIK-300 ( $7 \text{ m}^3/\text{h}/\text{dif}$ ) distribuidos uniformemente en 8 filas con 6 difusores de aire cada una. La distancia entre los difusores en la misma fila es de 650 mm, la distancia entre filas es de 1300 mm. La figura 10, en la sección 2.2 compara las dos distribuciones de difusores.

### Fluidodinámica con la configuración C2

Al igual que con la configuración C1, bajo esta nueva configuración de aireación las únicas fuentes destacables de momento externo en el reactor son el agitador en la zona anóxica y los difusores de aire en la zona óxica. Dado que no hay cambios geométricos ni de operación en la zona anóxica, el comportamiento del flujo en su interior es igual al que se tenía con la configuración C1 (ver fig. 94): el empuje del agitador genera un chorro que recorre transversalmente la zona hasta impactar en la pared opuesta y deflectar, generando recirculaciones transversales alrededor del chorro. En la zona óxica, aunque bajo condiciones de no aireación sigue sin haber apenas movimiento del licor de mezcla; bajo condiciones de aireación, debido a la nueva distribución de los difusores y al menor caudal de aire trasegado por cada uno, se tiene un patrón de flujo ligeramente diferente al que se tenía con la configuración C1. Nuevamente se genera flujo ascendente en las zonas de las columnas y descendente en las zonas donde no hay columnas (ver fig. 117), pero el patrón de recirculación no es tan claro como en el caso C1 (fig. 97), al ser el gasto de aire por difusor casi la mitad, y por tanto tener menos empuje vertical.

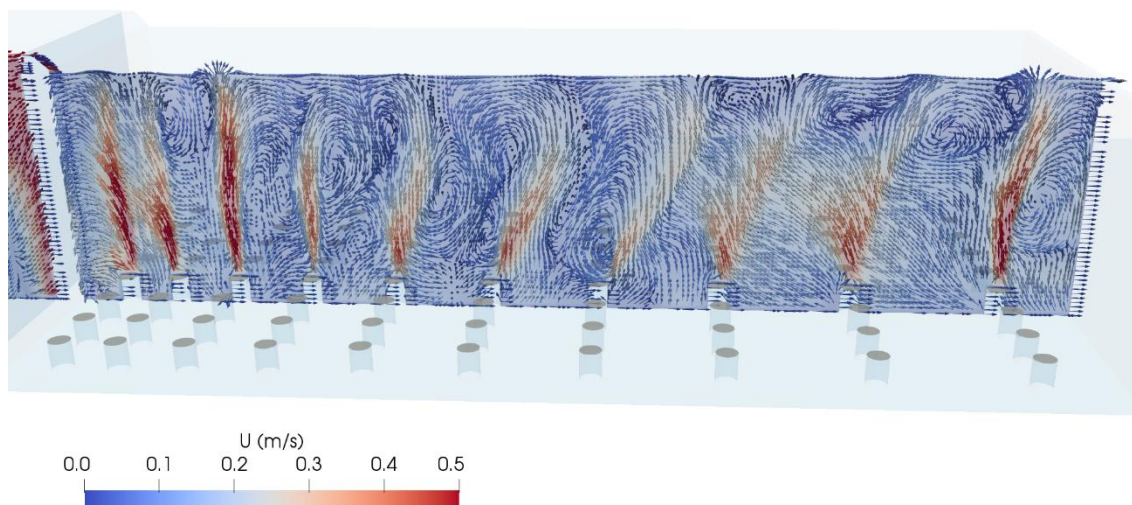


Figura 117. Campo de velocidad en un plano vertical intermedio de la zona óxica del reactor, funcionando con la configuración C2. Se observan las recirculaciones verticales en torno a las columnas de aire.

Respecto a la fracción volumétrica de aire (fig. 118), tal y como cabría esperar, la nueva distribución de difusores, al tener una mayor densidad de difusores, genera una distribución de aire más homogénea que con la configuración C1 (ver fig. 103). Al ser el caudal total de aire inyectado similar en ambas configuraciones, la cantidad total de aire en el reactor también lo es (en torno a  $0.36 \text{ m}^3$ ).

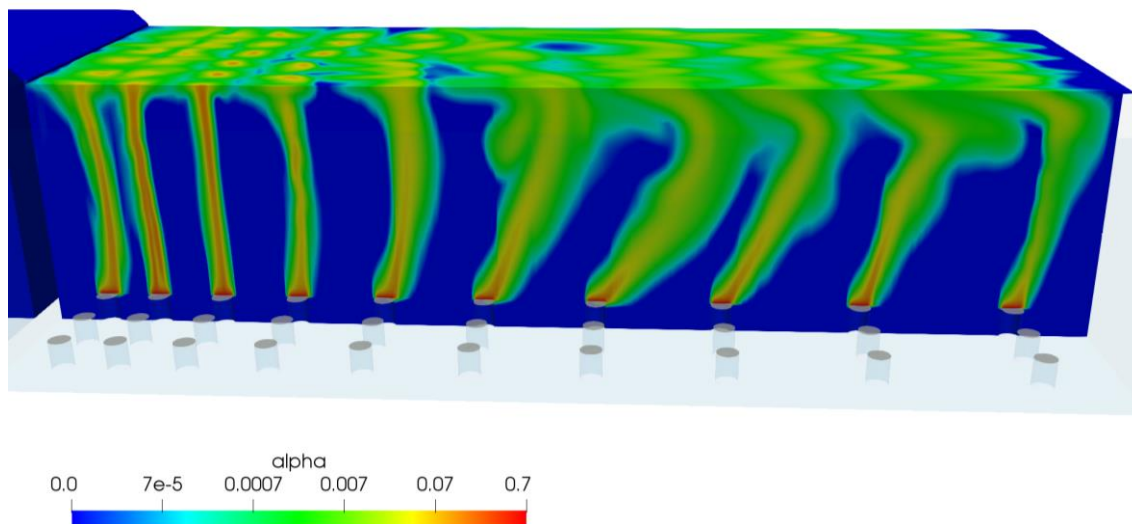


Figura 118. Fracción volumétrica de aire en la zona óxica del reactor bajo la configuración C2. Al tener una mayor densidad de difusores de aire, esta configuración genera una distribución más homogénea del aire en la zona.

### Procesos biológicos con la configuración C2

Al igual que con la configuración anterior, la simulación CFD-ASM del reactor se lleva a cabo implementando el controlador virtual en la simulación. El controlador adapta las duraciones de los ciclos de aireación y no aireación hasta cumplir las dos consignas de funcionamiento: duración total del ciclo de 12 minutos y concentración promedio en el efluente de  $1.4 \text{ mg/l}$ . Bajo estas consignas de funcionamiento, una vez alcanzado el régimen pseudo-estacionario, se tienen unas duraciones de los subciclos de aireación y no aireación de 300 y 420 s, respectivamente.

La figura 119 muestra las concentraciones de  $\text{S}_\text{O}$ ,  $\text{S}_\text{NO}$  y  $\text{S}_\text{NH}$  en el efluente una vez alcanzado el estado pseudo-estacionario. Se observa que, tal y como se pretendía, la nueva configuración de aireación disminuye la concentración máxima de oxígeno en el efluente, apenas alcanza los  $4 \text{ mg/l}$ . Nuevamente se produce una correlación clara entre las concentraciones de amonio y nitrato, consecuencia de la reacción R3, responsable de la conversión de un tipo de nitrógeno a otro. La curva del amonio evidencia el correcto funcionamiento del controlador virtual, manteniendo el nivel promedio en  $1.4 \text{ mg/l}$ . El nivel promedio de nitratos se encuentra también, por debajo del máximo permitido ( $10 \text{ mg/l}$ ).



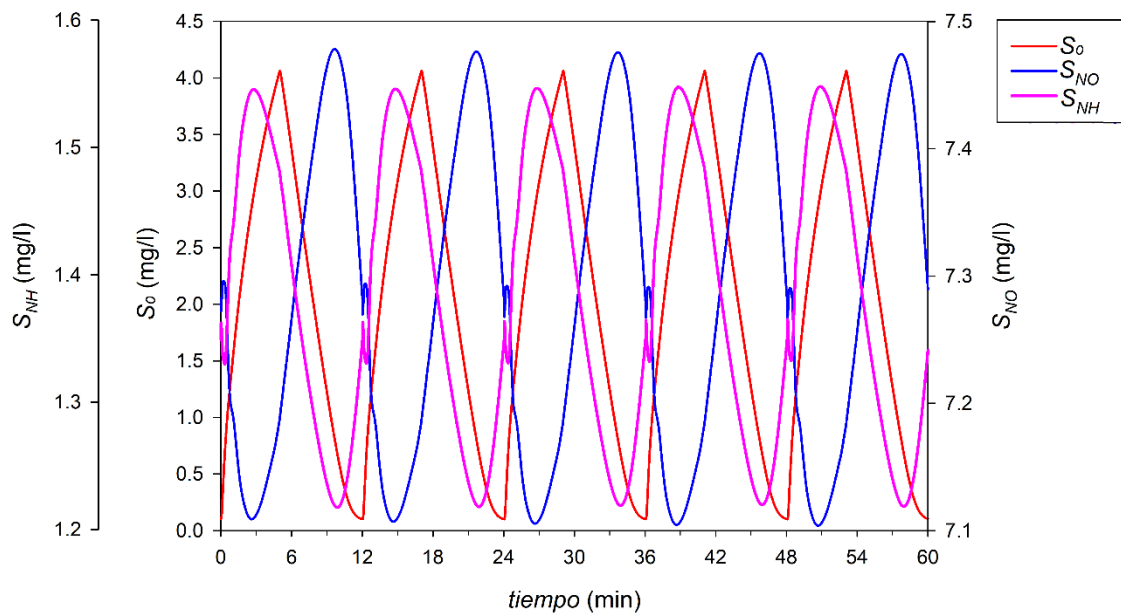


Figura 119. Evolución de las concentraciones de oxígeno disuelto, nitratos y amonio en el efluente del reactor con la configuración de aireación C2.

La figura 120 muestra la evolución, durante un ciclo de aireación, de la concentración de oxígeno en la zona óxica del reactor con esta nueva configuración C2. Al igual que con la configuración C1, al inicio del subciclo de aireación (fig. 120.a), debido al consumo y arrastre producido durante el ciclo sin aireación, la concentración de oxígeno en la zona es casi nula. Conforme avanza el subciclo de aireación, la concentración de  $S_O$  en la zona va aumentando (fig. 120.b), alcanzando las máximas concentraciones al final del subciclo de aireación (fig. 120.c). Destaca el hecho de que esta configuración, tal y como se pretendía, disminuye los valores de las concentraciones máximas de  $S_O$ , además de conseguir una distribución de oxígeno disuelto más homogénea, ya que se inyecta más aire en la parte delantera de la zona, donde el licor de mezcla tiene mayor demanda de oxígeno, y menos en la parte final, evitando la formación de altas concentraciones como ocurría con C1 (ver fig. 113). Al apagar la aireación (fig. 120.d), el licor proveniente de la zona anóxica, pobre en oxígeno renueva el que había en la zona, disminuyendo las concentraciones de la zona ostensiblemente.

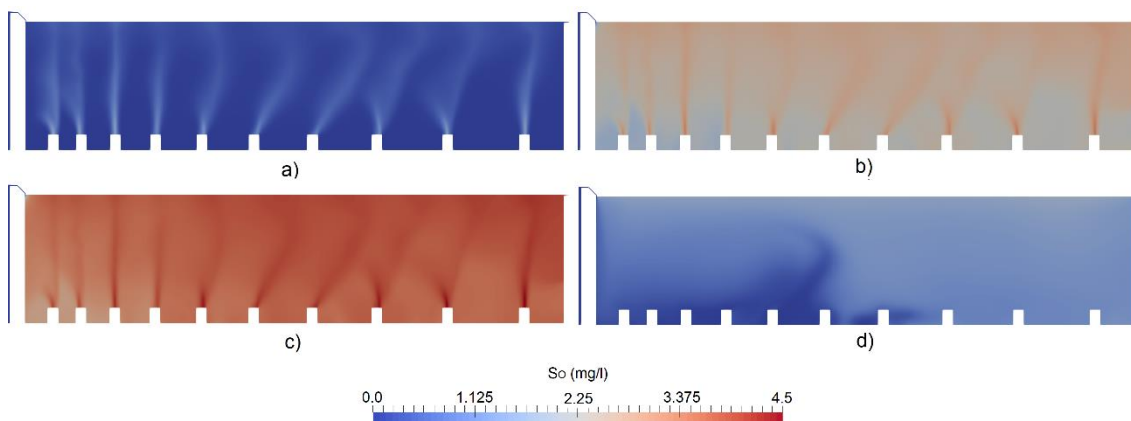


Figura 120. Campo de  $S_O$  en la zona óxica durante distintos instantes del ciclo de aireación con la configuración C2. Esta configuración consigue reducir la ineficiencias detectadas con C1, disminuyendo la concentración máxima de  $S_O$  y generando una distribución más homogénea del componente.



En base a los resultados biológicos de la simulación, cabría esperar que esta nueva configuración de aireación presentase un menor consumo energético, pues reduce las dos ineficiencias biológicas detectadas con la configuración C1.

### Influencia del sistema de aireación en el consumo energético

La figura 121 compara las curvas de  $S_o$  en el efluente y eficiencia en la transferencia de oxígeno obtenida bajo las dos configuraciones analizadas (C1 y C2). La configuración C2, al tener una mayor densidad de difusores, reduce las concentraciones de oxígeno en el licor de mezcla adyacente a las columnas de aire, pues el caudal de aire por columna es menor, lo que incrementa la eficiencia de la transferencia de oxígeno. Además, tal y como se ha mencionado anteriormente, la distribución no uniforme de difusores que se tiene con C2 reduce la cantidad de oxígeno que abandona el reactor con el efluente.

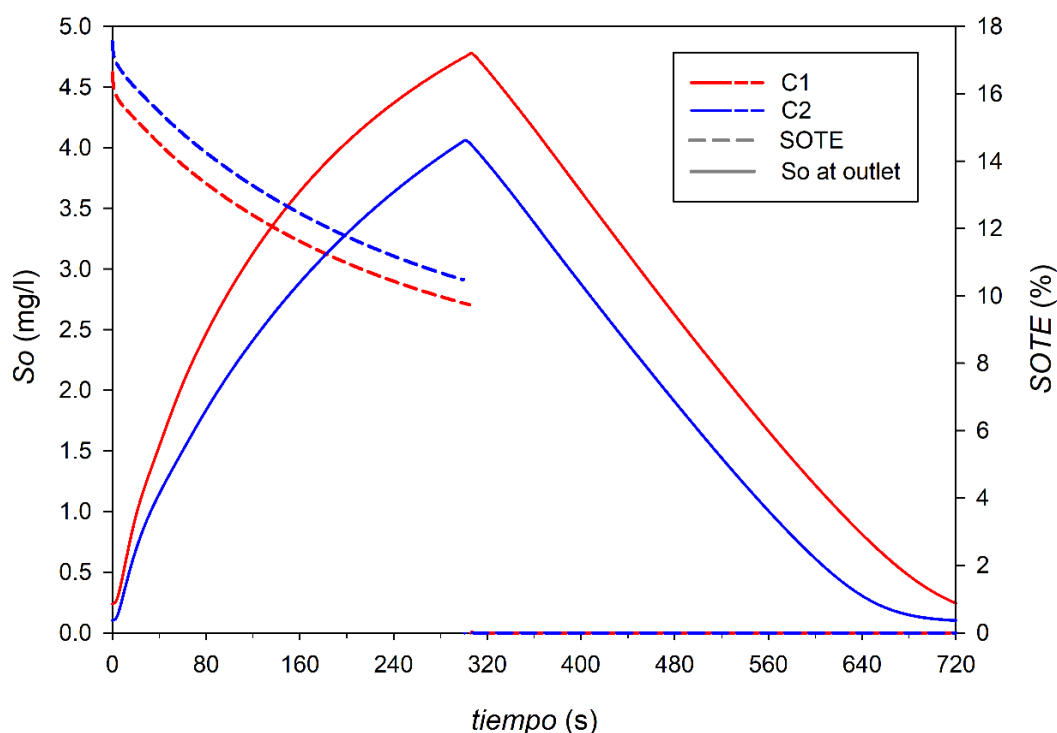


Figura 121. Comparación de la evolución del oxígeno en el efluente, masa total de  $S_o$  en el reactor y eficiencia en la transferencia de oxígeno (SOTE) durante un ciclo de aireación para las dos configuraciones de aireación analizadas.

El cálculo de la potencia promedio consumida por la aireación con esta nueva configuración se ha realizado siguiendo el procedimiento explicado en la sección anterior (Ec. (5.5)). La tabla 21 compara los gastos energéticos necesarios de cada configuración de aireación para mantener las consignas del controlador virtual. Los resultados CFD muestran que la configuración C2 trasiega un caudal promedio 6.3% menor que con la configuración C1. Sin embargo, de acuerdo a las especificaciones del fabricante, los difusores de la configuración C2 producen una caída de presión ligeramente mayor que en los difusores de C1. Como resultado, el ahorro energético descende hasta el 2.8% respecto a la configuración original.

Tabla 21. Comparación del caudal de aire promedio, caída de presión y potencia de aireación necesaria en las configuraciones C1 y C2 para cumplir los requerimientos del efluente.

Configuración	Caudal de aire por difusor $Q_d$ (Nm <sup>3</sup> /h/dif)	Caudal total de aire $Q_t$ (Nm <sup>3</sup> /h)	Duración del subciclo ON $t_{ON}$ (s)*	Caudal promedio $\bar{Q}_t$ (Nm <sup>3</sup> /h)	$\Delta p$ (kPa)	$\dot{W}$ (W)
C1 (48 dif)	7	336	305	142.3	29.5	1944
C2 (80 dif)	4	320	300	133.3	30.6	1889

\* La duración del ciclo completo es (ON + OFF) is 720 s.

En resumen, la configuración C2, mediante el aumento de la densidad de difusores y la distribución heterogénea de los mismos (adaptada a la demanda de oxígeno del licor de mezcla), consigue reducir las ineficiencias generadas con la configuración C1, proporcionando una distribución de oxígeno disuelto más uniforme en la zona óxica, sin excesivos valores máximos. Como resultado, esta nueva configuración reduce el caudal promedio trasegado por la soplante en un 6.3%, aunque al tener una mayor pérdida de carga por difusor, el ahorro energético que se consigue es ligeramente menor del 3%.

### 5.3.2. Influencia del régimen de aireación en el consumo energético

Una vez corroborado que el aumento de la densidad de difusores y la distribución heterogénea de los mismos mejora la eficiencia de la aireación, se procede a analizar el efecto en el consumo energético de la soplante del caudal de aire trasegado. Los propios fabricantes de difusores destacan que se consigue una mayor eficiencia trabajando con un caudal más bajo del máximo, debido a que se satura menos el licor adyacente a las burbujas y a que la caída de presión para vencer el difusor es menor (al haber menos caudal). Por otro lado, advierten de que si el caudal de aire inyectado al sistema es demasiado bajo, puede no ser suficiente para satisfacer los requerimientos del efluente. En este contexto se analiza el funcionamiento del reactor con la configuración 2 (C2) del sistema de aireación, pero trabajando al 62.5% de su máxima carga de caudal. A efectos de denominación, el régimen de operación anteriormente simulado (4 m<sup>3</sup>/h por difusor) se llamará en adelante configuración C2a, mientras que el nuevo régimen de carga parcial (2.5 m<sup>3</sup>/h por difusor) será referido como C2b.

#### Fluidodinámica con la configuración C2b

Al igual que en los casos anteriores, el campo de velocidades generado en el reactor está caracterizado por el efecto del agitador en la zona anóxica y el de los difusores de aire en la óxica. El comportamiento del flujo en la zona anóxica es igual al que se tenía en los casos anteriores. En la zona óxica, nuevamente, bajo condiciones de no aireación, apenas hay movimiento del fluido, con el riesgo de sedimentación que ello supone. Bajo condiciones de aireación, se forman nuevamente las recirculaciones verticales en torno a la nube de burbujas (ver fig. 122), aunque al ser el caudal de aire por difusor más bajo que en los casos anteriores, las recirculaciones no están tan definidas y presentan menor velocidad que en el caso C2a (ver fig. 117).

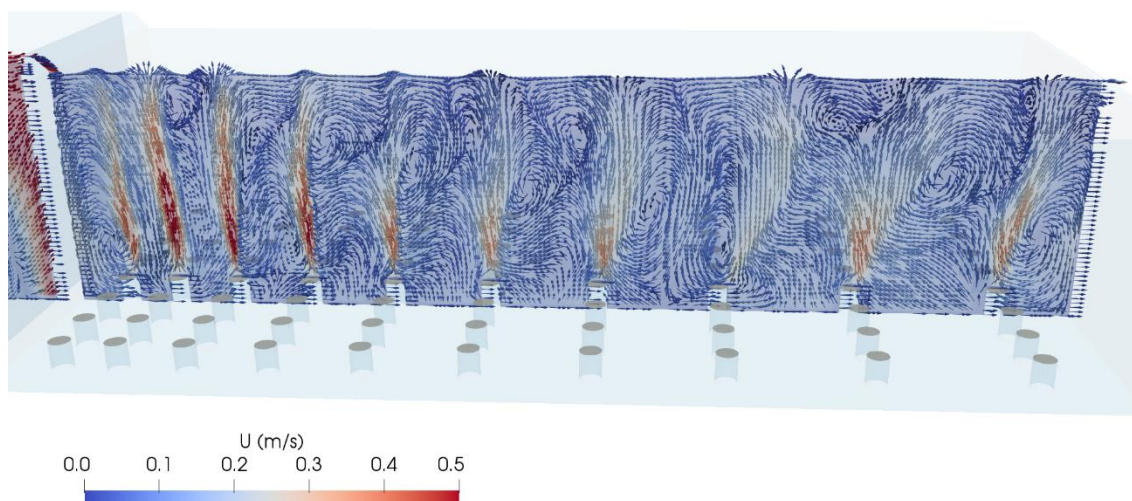


Figura 122. Campo de velocidad en un plano vertical intermedio de la zona óxica del reactor, funcionando con la configuración C2b. Se observan las recirculaciones verticales en torno a las columnas de aire

La figura 123 representa la distribución de aire en el interior de la zona óxica, al ser menor el gasto de aire inyectado, también lo es la fracción volumétrica de aire en el reactor. De hecho, el volumen total de aire en el reactor con esta configuración es de  $0.23 \text{ m}^3$ , mientras que con la misma configuración de aireación funcionando al 100% (C2a) era de  $0.36 \text{ m}^3$ . El cociente entre ambos resultados de volumen es 0.63, que coincide con el cociente entre los caudales de aire inyectados en cada régimen.

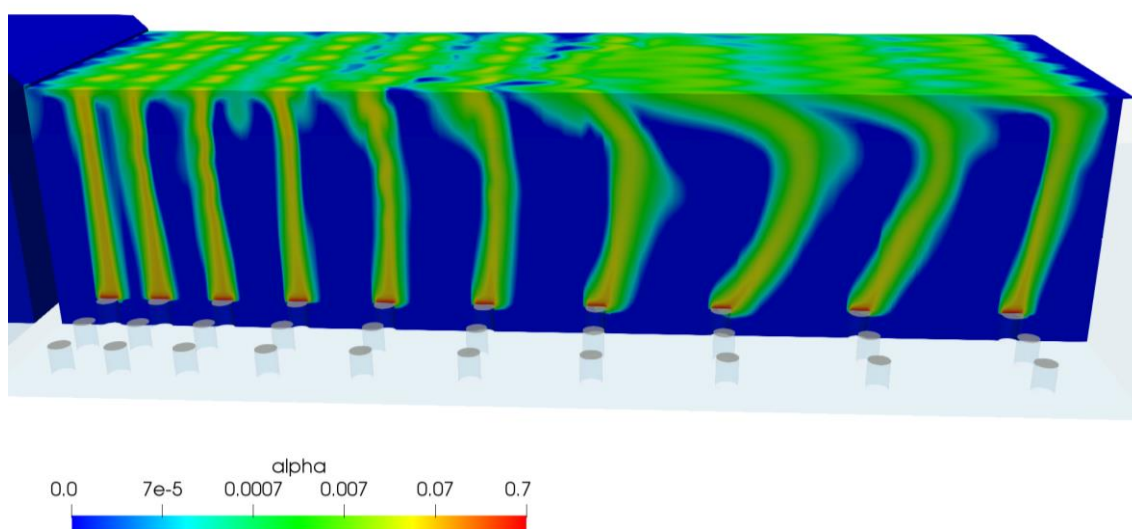


Figura 123. Fracción volumétrica de aire en la zona óxica del reactor bajo la configuración C2b.

Es interesante destacar que, como consecuencia del menor volumen de aire en el reactor, se tendrá un menor coeficiente de transferencia de oxígeno ( $K_La$ ) y los difusores tendrán que estar más tiempo activados para alcanzar los requerimientos del efluente.

### Procesos biológicos con la configuración C2b

La simulación CFD-ASM1 se ha realizado siguiendo el procedimiento empleado para las otras dos simulaciones CFD biológicas ya realizadas. El controlador virtual adapta la duración de los subciclos de aireación ON y OFF hasta cumplir las dos consignas de funcionamiento. Como resultado, para esta configuración, la simulación proporciona unas duraciones de 429 y 291 s

para los ciclos de aireación y no aireación, respectivamente. Tal y como se adelantó previamente, la duración del subciclo de aireación es mayor que en los casos anteriores, ya que se inyecta menor caudal de aire en el reactor. La figura 124 detalla la evolución de las concentraciones de  $S_O$ ,  $S_{NO}$  y  $S_{NH}$  en el efluente del reactor bajo el régimen de funcionamiento analizado (C2b con difusores al 62.5% de carga). Destaca el hecho de que la concentración máxima de oxígeno en el efluente apenas alcance los 3 mg/l, cifra considerablemente menor que en los casos anteriores, lo que evidencia un funcionamiento biológico más eficiente del reactor. Nuevamente las concentraciones de amonio y nitratos presentan un comportamiento complementario (cuando una aumenta la otra disminuye y vice-versa), consecuencia de la transformación R3 del modelo ASM1, que modeliza la transformación de un tipo de nitrógeno en otro. Los resultados muestran que tanto las concentraciones de amonio como las de nitratos se encuentran por debajo del máximo permitido.

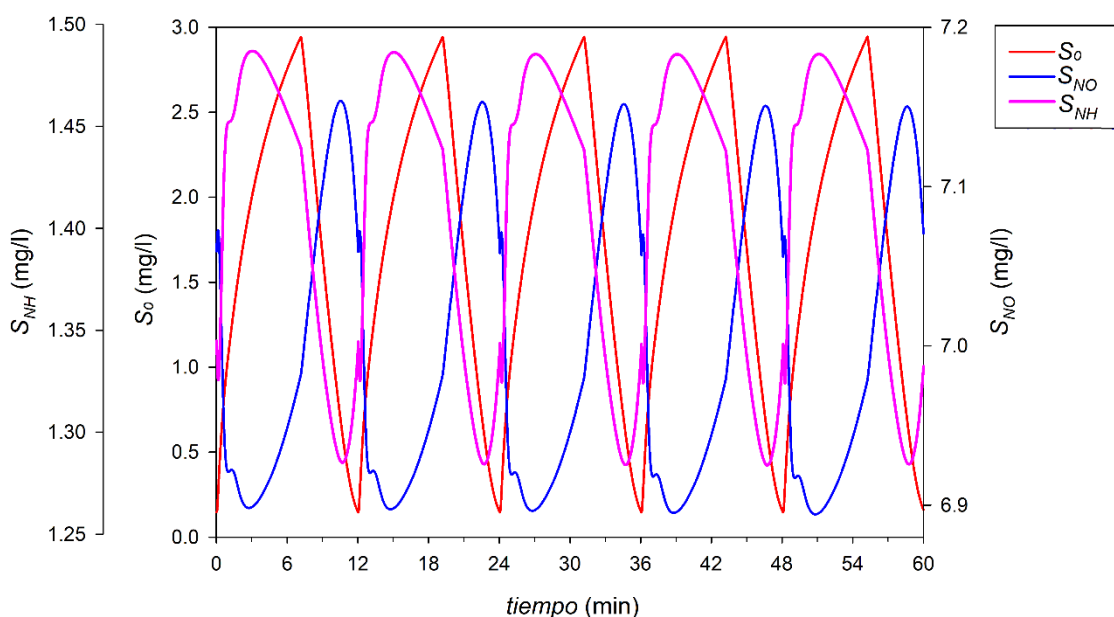


Figura 124. Evolución de las concentraciones de oxígeno disuelto, nitratos y amonio en el efluente del reactor con la configuración de aireación C2b.

La figura 125 muestra la concentración de oxígeno disuelto en la zona óxica del reactor durante las distintas fases del ciclo de aireación para las condiciones de funcionamiento analizadas (C2b). Se aprecia que la concentración de  $S_O$  en la zona es menor que en el caso con la misma configuración de aireación y difusores trabajando al 100% (C2a, ver fig. 120), lo que intuye a pensar que se tendrá una mayor eficiencia en la transferencia de oxígeno (SOTE), ya que el licor de mezcla adyacente a las columnas de burbujas está menos saturado. Por otro lado, la distribución de concentraciones es más homogénea incluso que en el caso C2a, evidenciando que este régimen de operación contribuye aún más a adaptar la inyección de oxígeno a la demanda del sistema.

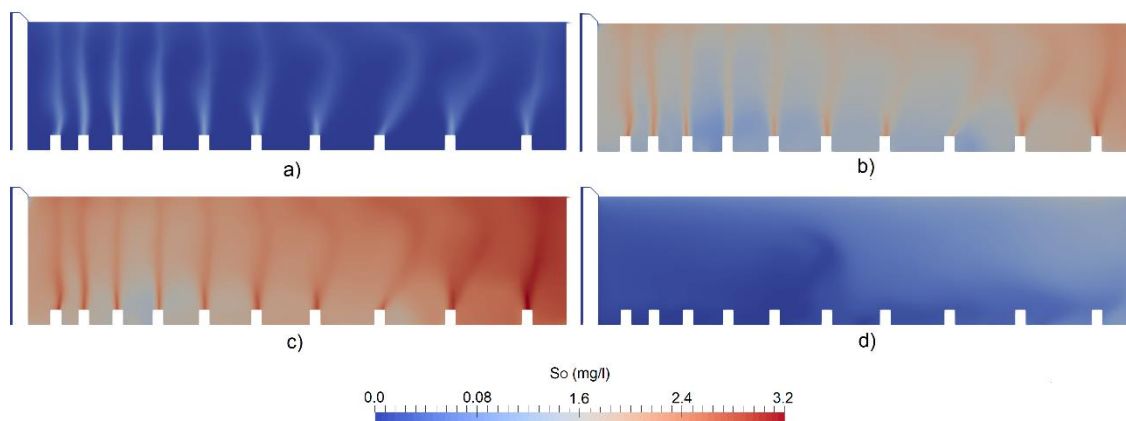


Figura 125. Campo de  $S_0$  en la zona óxica durante distintos instantes del ciclo de aireación con la configuración C2b. Esta configuración reduce aún más que la C2a los valores máximos de  $S_0$ , consiguiendo además una distribución más homogénea, lo que debería repercutir en un menor consumo energético.

Los resultados biológicos obtenidos muestran que, a pesar de haber disminuido el régimen de carga de los difusores hasta un 62.5%, la aireación sigue teniendo capacidad para cumplir los requerimientos de calidad del efluente. Podría darse la situación de que, el caudal de aire fuese tan bajo que no fuese suficiente para cumplir los requerimientos del efluente ni estando todo el tiempo encendido el sistema de aireación. Por otro lado, al ser más paulatino el ritmo de inyección de aire en el reactor, la transferencia de oxígeno también es más paulatina y se adapta mejor a las demandas del licor de mezcla entrante en el reactor, lo que debería reflejarse como un menor gasto energético de la aireación.

#### **Influencia del régimen de aireación en el consumo energético**

La figura 126 compara la evolución de la concentración de  $S_0$  en el efluente y la eficiencia en la transferencia de oxígeno (SOTE) durante un ciclo completo de aireación para las tres configuraciones y condiciones de aireación analizadas. Se observa como la segunda configuración de aireación con los difusores trabajando al 62.5% de carga (C2b) tiene un mayor SOTE. Esto es debido a que tiene una menor concentración de oxígeno disuelto en la zona de las columnas de burbujas de aire. Por otro lado, al no aumentar la concentración de oxígeno en el reactor tan rápido durante el subciclo de aireación como en los otros casos, el SOTE no decae tan drásticamente, manteniéndose en todo momento por encima del 13%. Como resultado de lo anterior, tal y como se detalla en la tabla 22, que compara los consumos energéticos de las configuraciones y condiciones de aireación analizadas, la configuración C2b presenta un consumo energético un 14% menor que la misma configuración de aireación pero con los difusores funcionando al 100% (C2a). Este ahorro energético es debido mayormente a la adaptación de la inyección de aire a la demanda de oxígeno del licor de mezcla, tal y como se ha comentado antes; aunque también contribuye el hecho de que, al trasegar menos caudal de aire, la caída de presión que se tiene en los difusores sea ligeramente menor que con el 100% de carga.

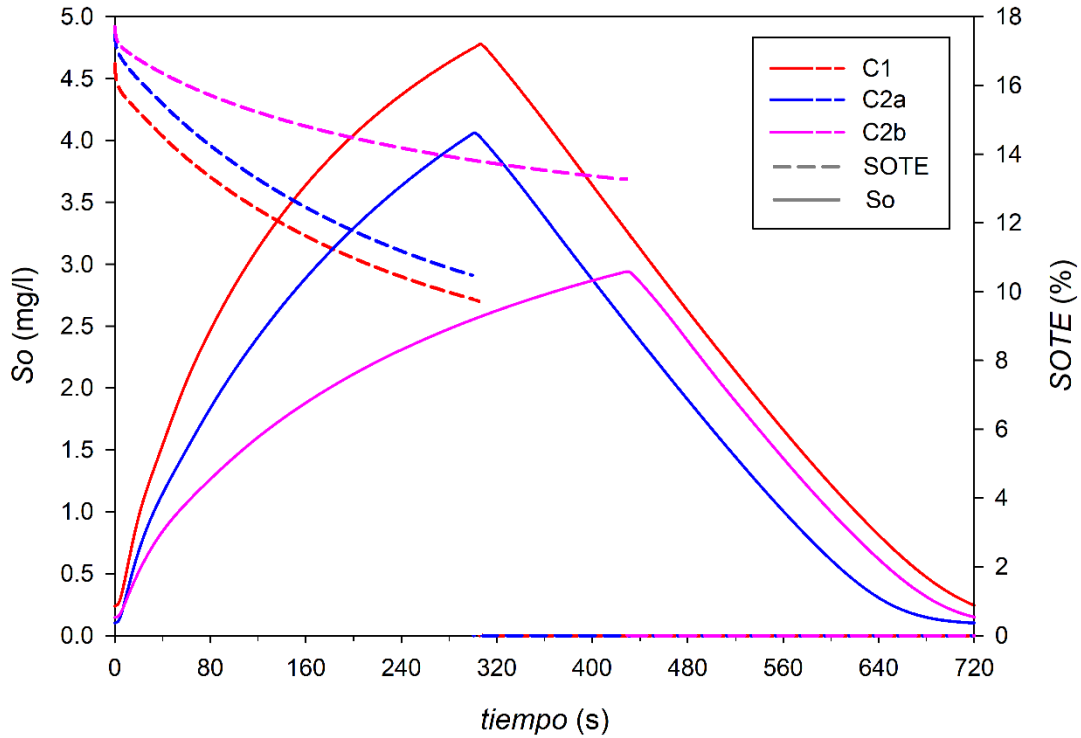


Figura 126. Comparación de la evolución del oxígeno en el efluente, masa total de  $S_o$  en el reactor y eficiencia en la transferencia de oxígeno (SOTE) durante un ciclo de aireación para las tres configuraciones de aireación analizadas

Tabla 22. Comparación del caudal de aire promedio, caída de presión y potencia de aireación necesaria en las tres configuraciones analizadas, para cumplir los requerimientos del efluente. Se observa que la disminución del caudal de aire por difusor consigue reducir un 14% la energía consumida respecto a la que se tiene con los difusores al 100%.

Configuración	Caudal de aire por difusor $Q_d$ (Nm <sup>3</sup> /h/dif)	Caudal total de aire $Q_t$ (Nm <sup>3</sup> /h)	Duración del subciclo ON $t_{ON}$ (s)*	Caudal promedio $\bar{Q}_t$ (Nm <sup>3</sup> /h)	$\Delta p$ (kPa)	$W$ (W)
C1 (48 dif)	7	336	305	142.3	29.5	1944
C2a (80 dif)	4	320	300	133.3	30.6	1889
C2b (80 dif)	2.5	200	429	119.2	29.2	1615

\* La duración del ciclo completo es (ON + OFF) es 720 s.

En conclusión, reducción del caudal por difusor aumenta notablemente la eficiencia del proceso de aireación. Esta mejora es debida, por un lado, a que al tener menor caudal de aire por difusor se tiene una menor caída de presión en ellos. Por otro lado, la inyección más paulatina de aire se adapta mejor a la demanda de oxígeno por parte del licor de mezcla, manteniéndose más lejos de la saturación. Conviene recordar el riesgo para la depuración de disminuir excesivamente el caudal de aire por difusor, pues si este es muy bajo, podría llegar a darse el escenario en que el oxígeno transferido no fuera suficiente para reducir la carga orgánica del agua tratada hasta los parámetros requeridos, ni estando la aireación todo el tiempo encendida.

## 5.4. Conclusiones

El trabajo presentado en este capítulo de la Tesis Doctoral muestra la capacidad de la herramientas CFD para incluir procesos biológicos en el modelo, aprovechando los campos de velocidad, turbulencia y aireación como base para las ecuaciones de transporte de componentes biológicos y transferencia de oxígeno. De esta manera, es posible emplear las herramientas CFD para analizar la influencia de las variables geométricas (geometría del reactor, localización de los difusores y agitadores), hidráulicas (caudal de agua tratado, potencia de los agitadores,

caudal de aire) y biológicas (carga de contaminantes en el afluente) en la calidad del efluente y el consumo energético de la aireación. Conviene destacar que la oxidación biológica (llevada a cabo en el reactor biológico) es la fase más importante de la depuración convencional de aguas residuales y que, por otra parte, la aireación en el reactor biológico constituye el mayor gasto energético de la planta (hasta el 70% del consumo total de la EDAR). En este contexto, las herramientas de simulación CFD en combinación con modelos biológicos resulta de especial interés para el análisis y mejora del tratamiento secundario en EDAR.

El modelo desarrollado es aplicado para el análisis del funcionamiento (fluidodinámico y biológico) de un reactor biológico en fase de diseño de una EDAR en remodelación (por motivos de confidencialidad no puede ser publicado el nombre de la EDAR). El objetivo es evaluar el consumo energético de distintos sistemas y regímenes de aireación, necesario para alcanzar los requerimientos del efluente, además de detectar posibles ineficiencias fluidodinámicas y biológicas. El análisis llevado a cabo muestra que, tal y como aconsejan algunos manuales de aireación (ABS, Trillo 2014), se consigue reducir el consumo energético de la aireación mediante distribuciones heterogéneas de difusores (más difusores en la primera parte de la cámara óxica, donde la demanda de oxígeno es mayor, menos en la parte final donde la concentración de materia orgánica del agua es menor) y mediante el aumento de la densidad de difusores junto a la disminución de su caudal de aire (distribuir más el volumen de aire para disminuir la saturación de oxígeno disuelto). Los resultados alcanzados muestran que aumentando el número de difusores, distribuyéndolos heterogéneamente y disminuyendo el caudal de aire, es posible alcanzar los requerimientos de calidad del efluente con un 17% menos de consumo energético en la aeración que respecto a una distribución de difusores uniforme, con pocos difusores de alto caudal de aire. Por otro lado, la instalación de un mayor número de difusores conlleva una mayor inversión inicial.

Como resultado científico del trabajo, el contenido presentado en este capítulo fue publicado en la revista *Water Research* Sánchez *et al.* (2018) (primera revista de tratamiento de aguas, Q1). El título del artículo es *CFD simulation of fluid dynamic and biokinetic processes within activated sludge reactors under intermittent aeration regime*. Su mayor contribución reside en la metodología empleada para la modelización biológica, transitoria por tener un régimen de aireación intermitente, con un coste computacional relativamente bajo, además de la implementación en el modelo CFD de un controlador virtual que regula la duración de los ciclos de aireación ON y OFF para conseguir los requerimientos del efluente con el mínimo gasto energético.





## 6. Análisis de la de la desinfección en el canal UV de una EDAR

En este capítulo de la Tesis Doctoral, se presentan los resultados relativos al análisis de la desinfección en el canal ultravioleta (UV) de una EDAR, análisis realizado sobre el canal UV de la EDAR Los Alcázares (Murcia), descrita en la sección 2.3. Al igual que en los otros estudios llevados a cabo en la Tesis, el análisis se realiza mediante herramientas de simulación CFD, aunque apoyándose de medidas experimentales para la validación del modelo. El modelo es aplicado para llevar a cabo distintos estudios como el de influencia de las condiciones de operación en la desinfección, influencia de los elementos geométricos de la instalación en el proceso, análisis bajo condiciones de fallo y modificaciones geométricas destinadas a mejorar la eficiencia de la inactivación de microorganismos.

El presente capítulo se estructura en seis apartados. En el primero se presentan los resultados proporcionados por el modelo para un caso base. La presentación de dichos resultados se organiza en cuatro puntos: comportamiento del flujo en el canal, intensidad de radiación UV en el entorno de las lámparas, distribución de dosis UV en el caudal e inactivación de microorganismos. A continuación, en el apartado 2 *Validación experimental del modelo numérico*, se comparan los resultados proporcionados por el modelo con las mediciones experimentales tomadas en la instalación real, centrando la comparación en los campos de velocidad y la radiación UV en el canal. Una vez validado el modelo, en el apartado 3 *Influencia de la posición del banco UV y la placa perforada en la desinfección*, se analiza numéricamente cuál de los dos bancos de lámparas del canal es más crítico para el correcto funcionamiento del canal (en cuanto a términos de desinfección se refiere) y cuál es el efecto de la placa perforada que separa el canal del depósito previo en la desinfección. A continuación en el apartado 4 *Análisis de la influencia de las condiciones de operación: caudal, transmitancia y potencia UV. Optimización del proceso* se cuantifica el papel de las variables caudal, transmitancia y potencia de lámparas en la desinfección, realizando además una optimización energética del proceso, consistente en calcular, para cada combinación de las condiciones de caudal y transmitancia, cual es la potencia mínima de lámpara necesaria para satisfacer los requerimientos de desinfección de E. Coli del efluente. En el apartado 5 *Análisis de la desinfección bajo condiciones de fallo*, se analiza el funcionamiento del canal cuando se produce un fallo en el vertedero de control de la superficie libre por caudal y cuando se funden algunas de las lámparas de la instalación. Por último, en el apartado 6 se proponen y simulan dos modificaciones geométricas del canal destinadas a mejorar el funcionamiento del canal mediante la mitigación de las ineficiencias detectadas en los estudios previos.

## 6.1. Análisis del funcionamiento del canal: fluidodinámica, radiación, distribución de dosis UV e inactivación de microorganismos

En este primer apartado del capítulo se muestran los resultados numéricos del canal para sus condiciones de operación de diseño:  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$  y potencia UV efectiva de las lámparas de 143 W (43.2% de rendimiento, 330W eléctricos). Tal y como se explicó en la sección 3.3.3, el modelo CFD resuelve, por un lado, los campos de velocidad, radiación y turbulencia en el canal (problema fluidodinámico), y por otro lado el problema de transporte radiativo, que proporciona el campo de intensidad UV en el entorno de las lámparas. Combinando los campos fluidodinámicos y radiativos obtenidos, mediante simulación CFD lagrangiana se obtiene la distribución de dosis UV por el caudal tratado. Aplicando las curvas de inactivación frente a dosis de los microorganismos a analizar sobre la distribución de dosis en el canal se obtiene el nivel de desinfección en el mismo. Aunque el análisis de desinfección se centra en la bacteria *E. Coli*, también se analiza la desinfección de un virus (Rotavirus SA11) y una espora (*Bacillus Subtilis*).

### 6.1.1. Comportamiento del flujo en el canal. Campo de velocidad

Tal y como se explicó en la sección 3.1.4, la geometría del modelo CFD del canal UV de la EDAR Los Alcázares incluye tanto el canal UV como la balsa previa, ya que, a priori, el flujo no entra en la zona del canal con velocidad uniforme, luego es necesario incluir en el modelo la balsa previa, en donde el flujo sí entra con unas condiciones de velocidad conocidas.

Debido al pequeño escalón horizontal que hay en el vertedero de entrada a la balsa previa, el agua entra con componente horizontal en el dominio. Sin embargo, debido a la forma de la balsa, el flujo sigue una trayectoria helicoidal en su interior, ya que su velocidad transversal es considerablemente mayor que la longitudinal. Este movimiento helicoidal desvía el agua que entra con componente horizontal hacia la superficie libre, implementándoles el movimiento helicoidal en sentido horario (mirando desde la balsa previa hacia el canal UV) a lo largo de toda la balsa, hasta llegar a la placa perforada, tal y como se muestra en la figura 127.

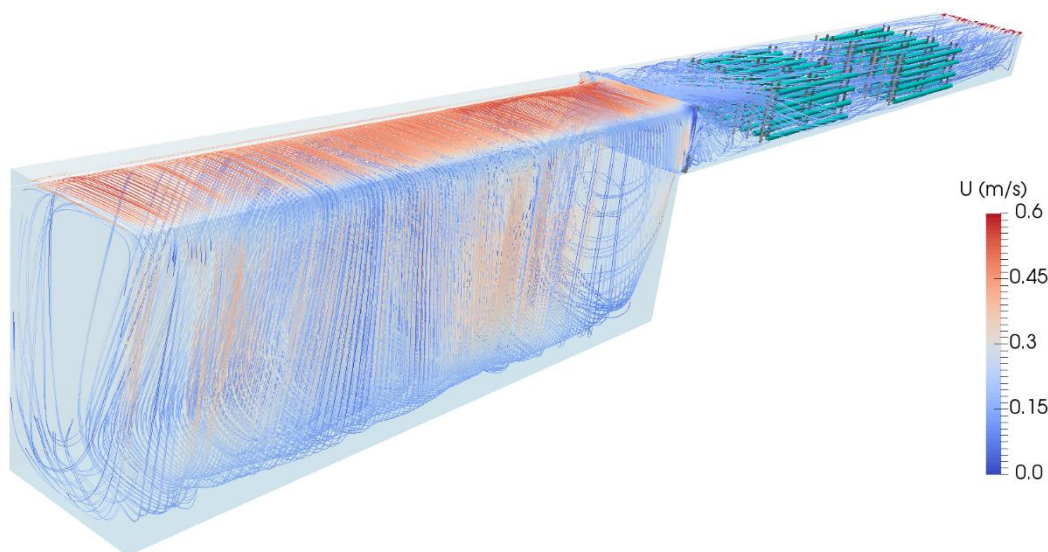


Figura 127. Líneas de corriente en la balsa previa al canal UV. Se observa que las trayectorias giran en sentido horario (mirando hacia el vertedero de salida del canal).

Una vez que el flujo alcanza la placa perforada, localizada en la entrada del canal UV, esta ejerce un efecto homogeneizador sobre el mismo, reduciendo la componente helicoidal que se tenía en la balsa previa. La figura 128 representa los vectores velocidad en el plano vertical transversal al canal localizado 100 mm antes de la placa, destaca el marcado carácter helicoidal del flujo, consecuencia de la geometría y configuraciones de entrada y salida de la balsa previa.

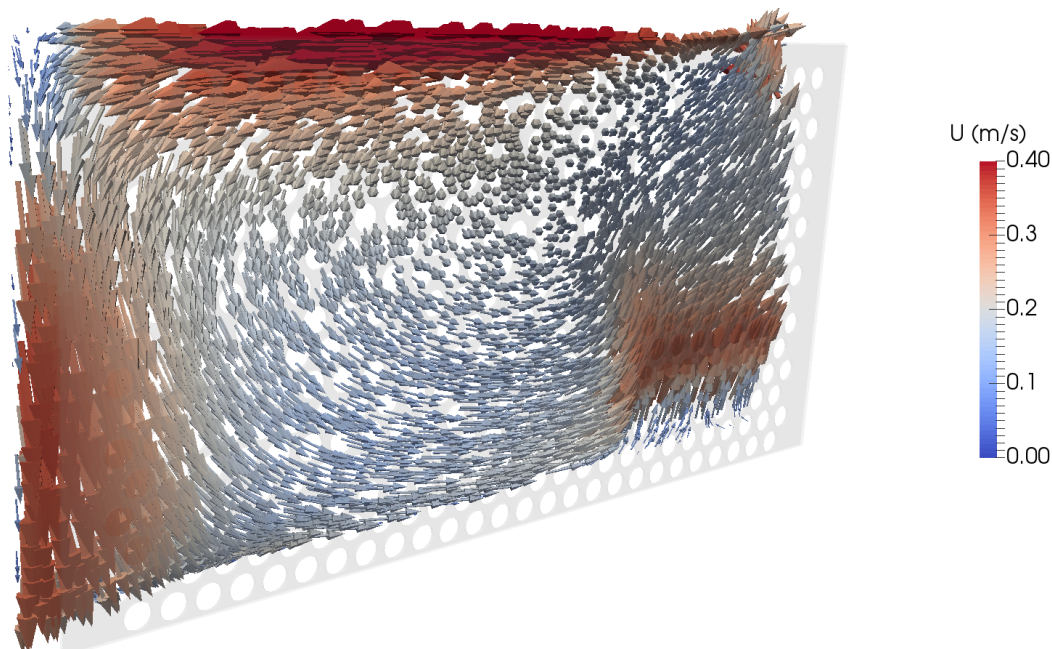


Figura 128. Vectores velocidad en un plano vertical perpendicular al canal, 100 mm antes de la placa perforada. Destaca el marcado carácter helicoidal del flujo.

La figura 129 muestra los vectores velocidad 100 mm después de la placa perforada, se observa el flujo es más homogéneo que en la zona previa a la placa, aunque sigue apreciándose una ligera componente helicoidal en el comportamiento del flujo a la entrada del canal.

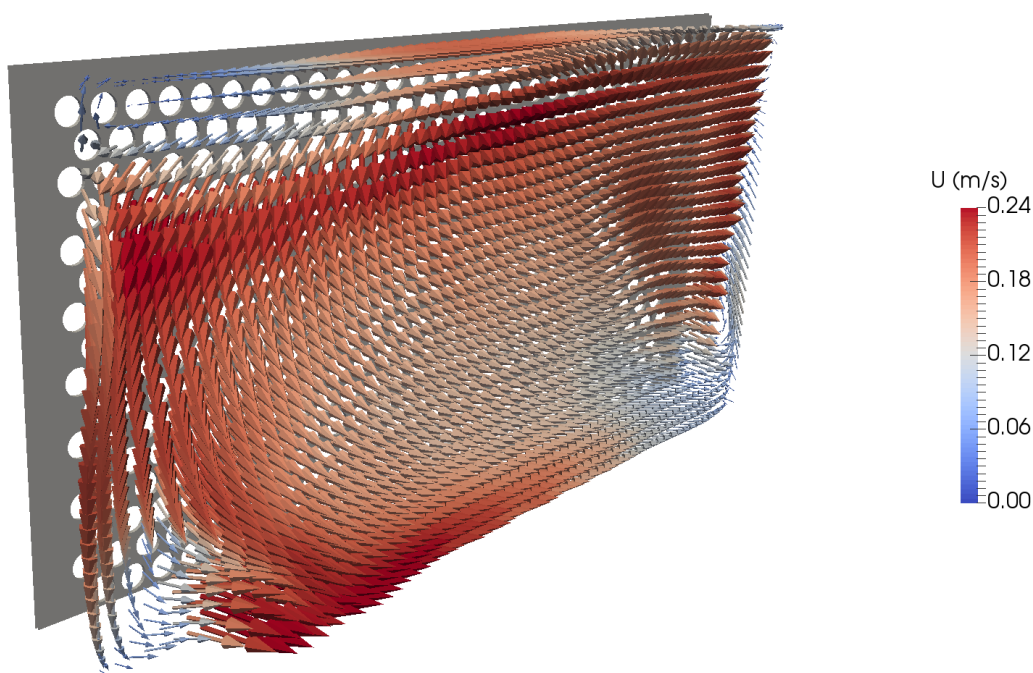


Figura 129. Vectores velocidad en un plano vertical perpendicular al canal, 100 mm después de la placa perforada. Destaca el marcado carácter helicoidal del flujo. La placa corrige notablemente la componente helicoidal que el flujo tenía antes de atravesar la placa.

Una vez pasada la placa perforada, el agua continúa su curso por el canal con el ligero comportamiento helicoidal en sentido horario (mirando hacia el vertedero del canal) hasta alcanzar el primer banco de lámparas. Durante el transcurso entre el primer banco de lámparas UV, la forma de las lámparas y los elementos geométricos de los módulos (cables y soportes) contribuyen a rectificar paulatinamente la trayectoria del flujo; de manera que al abandonar el banco, el flujo es prácticamente homogéneo, con trayectoria totalmente rectilínea y sin apenas diferencias de velocidad entre las distintas regiones del canal. La figura 130 muestra las líneas de corriente en el canal UV, desde la zona de la placa perforada. Se aprecia nítidamente lo comentado anteriormente; tras la placa el flujo presenta un ligero comportamiento helicoidal, aunque menor que en la balsa previa, pero conforme avanza por el primer banco de lámparas se va rectificando, de manera que al abandonarlo las trayectorias de las líneas son totalmente rectilíneas homogéneas, manteniendo este comportamiento durante el transcurso por el segundo banco de lámparas UV.

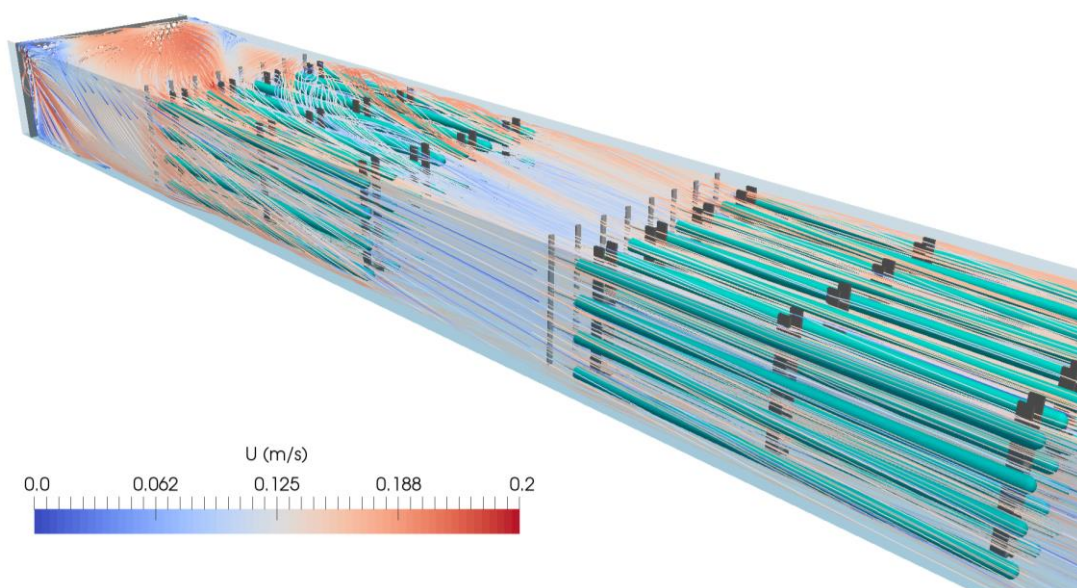


Figura 130. Líneas de corriente en el interior del canal UV. La componente helicoidal que conservaba el flujo tras atravesar la placa queda casi totalmente desvanecida tras atravesar el primer banco de lámparas.

En la figura 131 se observa el campo de velocidad en dos planos horizontales a dos alturas distintas del canal, 65 mm (fig. 131.a, correspondiente a la primera altura de lámparas) y 455 mm (fig. 131.b, correspondiente a la fila más alta de lámparas). La figura evidencia los fenómenos fluidodinámicos descritos anteriormente. En las altura bajas del canal, el flujo tras la placa tiende a desviarse hacia la pared derecha de la instalación (debido a la componente helicoidal antes comentada), mientras que en las zonas elevadas el flujo se desvía en la dirección contraria. Se observa como las lámparas del primer banco corrigen la componente helicoidal del flujo, obtenido, con independencia de la altura sobre el fondo, un campo de velocidad rectilíneo a la salida del mismo, que se mantiene, e incluso rectifica más, durante el tránsito por el segundo banco de lámparas. En la figura también destaca la nitidez de las estelas formadas tras ambos bancos de lámparas, debida a que los planos representados coinciden con dos de las alturas de las lámparas. Al final del canal, en el plano superior la velocidad del flujo aumenta, mientras que en el fondo disminuye. Esto es debido a la presencia del vertedero, que permite el paso del agua por la parte superior del canal, existiendo una pared en la parte inferior del mismo.



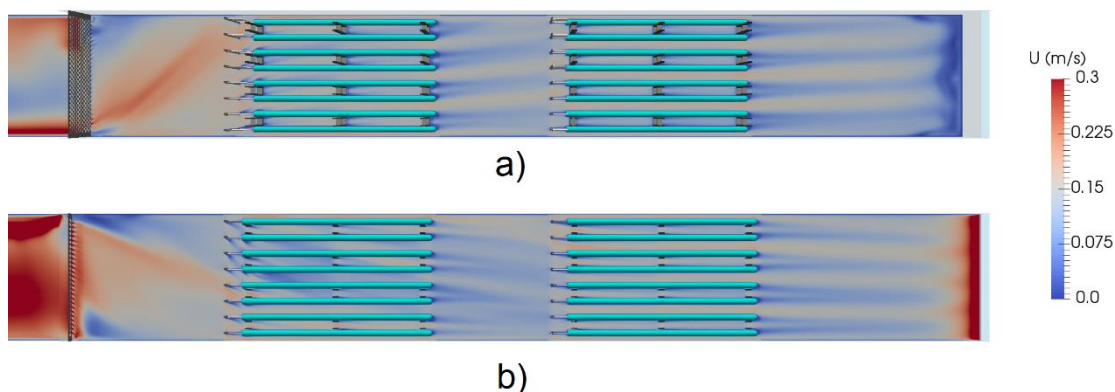


Figura 131. Campos de velocidad en los planos horizontales del canal localizados a 65 mm de altura (a) y 455 mm sobre el fondo (b). Se aprecia claramente como el primer banco de lámparas rectifica la componente helicoidal que el flujo conservaba tras atravesar la placa perforada.

Desde la perspectiva de la inactivación de microorganismos, tal y como se explicará en detalle más adelante, no es conveniente tener un flujo rectilíneo uniforme en la zona de las lámparas, ya que esto generaría trayectorias que se mantendrían durante todo su transcurso por el banco de lámparas en las zonas de baja radiación (zonas más alejadas de las lámparas). El flujo helicoidal evita este fenómeno, pues la componente transversal del flujo desvía las partículas hacia distintas zonas de radiación, evitando que haya partículas que se mantengan en todo momento lejos de las lámparas.

### 6.1.2. Campo de intensidad de radiación UV

El campo de intensidad de radiación UV en el entorno de las lámparas es consecuencia de la combinación de factores geométricos (disposición y tamaño de las lámparas) y de operación (potencia UV efectiva de las lámparas y transmitancia del agua). Tal y como se explicó en la sección 3.1.4, la intensidad UV es máxima en las fundas de las lámparas, y va disminuyendo conforme se aleja de las mismas. La figura 132 representa el contorno de intensidad UV para el caso base ( $T=65\%$  y PUV por lámpara de 143 W), en un plano transversal al canal localizado en el primer banco de lámparas. Se observa claramente lo mencionado anteriormente; la intensidad es máxima en la funda de las lámparas pero, debido a los fenómenos de propagación y absorción (relacionado con la transmitancia) del agua, decae al alejarse de las lámparas. Como consecuencia de lo anterior, las zonas con menor intensidad UV se generan en los espacios más alejados de las lámparas, especialmente en las paredes, suelo y superficie libre del canal, ya que a diferencia de los espacios interiores, no se tiene otra fuente de intensidad UV al otro lado del espacio.

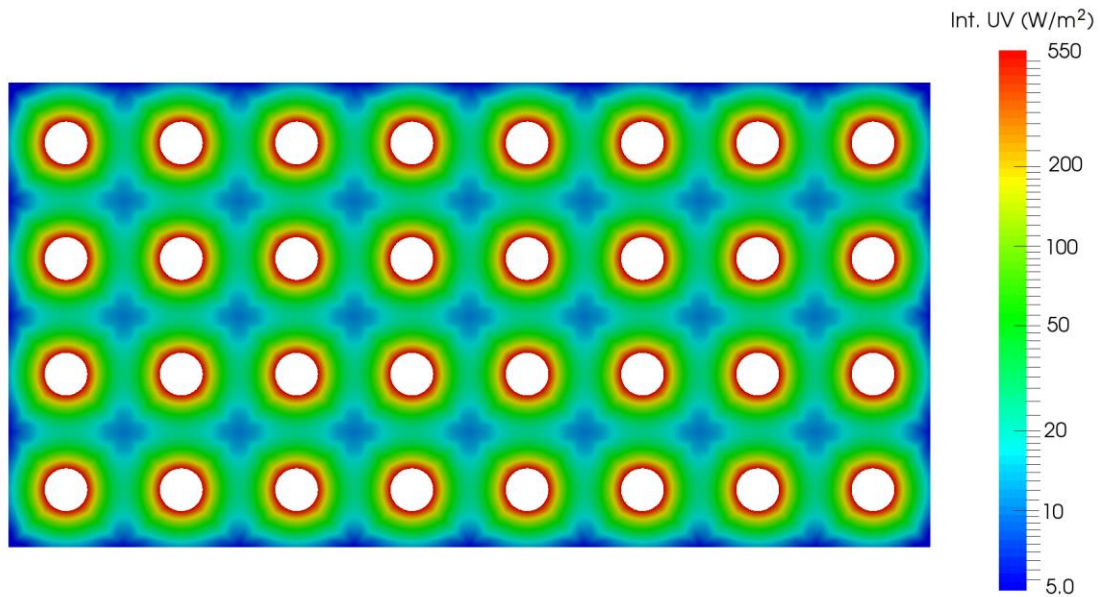


Figura 132. Campo de intensidad UV en el entorno de las lámparas. Debido a los fenómenos de propagación y absorbanza, la intensidad decae con la distancia a las lámparas, generando zonas de baja intensidad UV en las regiones más alejadas de las lámparas.

Debido principalmente a la absorción de la radiación por parte del agua, en las zonas del canal localizadas fuera del entorno de las lámparas la intensidad UV detectada es nula (fig. 133).

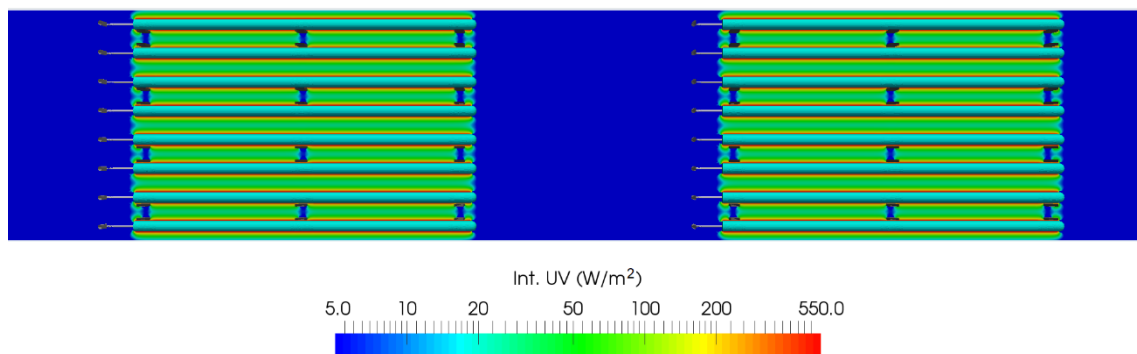


Figura 133. Vista cenital del campo de intensidad UV en el canal. La intensidad fuera del entorno de las lámparas es nula.

Desde el punto de vista de la desinfección UV, el punto más crítico del campo de intensidad UV en el canal UV es la formación de regiones con baja intensidad UV en el entorno de las lámparas, ya que si una partícula fluida es capaz de atravesar el banco de lámparas permaneciendo en una región de baja intensidad, podría acumular una dosis UV insuficiente para la desinfección.

### 6.1.3. Distribución de dosis UV

Mediante la combinación de los campos proporcionados por las simulaciones fluidodinámica (velocidad y turbulencia) y radiativa (intensidad UV), es posible calcular la dosis UV acumulada por cada una de las partículas fluidas tratadas en el reactor mediante seguimiento lagrangiano. Tal y como se explicó en la sección 3.1.4, la simulación lagrangiana consiste en liberar un número determinado de partículas en la entrada de la instalación y, a partir del campo de velocidad del fluido, mediante las leyes de arrastre, calcular sus trayectorias en el interior de la instalación. Si

el tamaño de las partículas es muy pequeño y su densidad es la misma que la del fluido, se denominan partículas sin masa (massless), y su velocidad coincide con la del fluido, simulando, a efectos matemáticos, las trayectorias de las partículas fluidas. En el caso del cálculo de la distribución de dosis UV en el canal, cada una de las partículas, durante su trayectoria, va acumulando dosis UV, en función de la intensidad UV en las zonas por la que pasa y el tiempo que transcurre en ellas. Las partículas son liberadas en la entrada del canal, y cada partícula representa una fracción del caudal tratado (en función del caudal trasegado por el área abarcada por la partícula respecto al área total del canal). La figura 134 muestra la posición y dosis acumulada por la nube de partículas, 31 segundos después de su liberación en la entrada del canal. Se observa que la mayoría de partículas se encuentran en ese instante en el espacio comprendido entre ambas lámparas, con dosis acumuladas que varían desde menos de 200 J/m<sup>2</sup> a más de 750 J/m<sup>2</sup>, en función de si la partícula ha transcurrido más lejos o más cerca de las lámparas. Unas pocas partículas, debido a las pequeñas recirculaciones que se forman en los laterales de la placa, aún no han entrado en la zona del primer banco de lámparas, siendo nula su dosis acumulada hasta el momento.

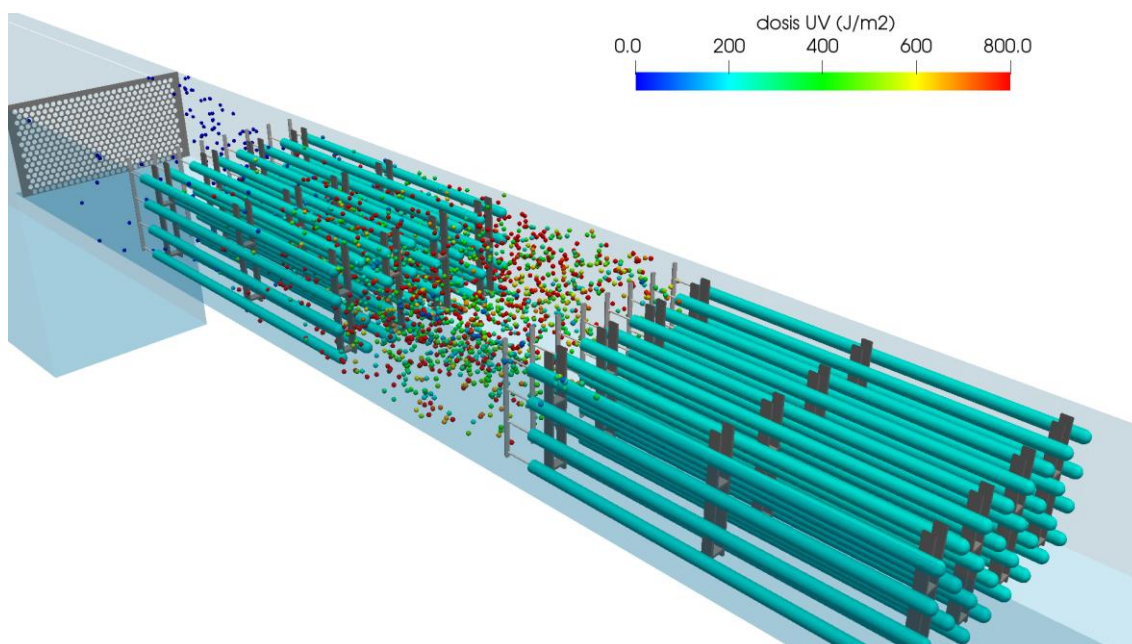


Figura 134. Posición y dosis UV adquirida por la nube de partículas tras 31 s de su liberación en la entrada del canal.

Una vez que se recopila la información de la fracción de caudal representado y dosis acumulada a la salida por cada partícula, se reconstruye el histograma de dosis UV recibida por el caudal tratado en el canal (figura 135). Debido a la geometría del canal, tal y como se explicó anteriormente, el campo de velocidad en su interior es bastante uniforme en la mayor parte de la instalación. Como resultado, el tiempo de residencia de las partículas fluidas en el reactor es bastante homogéneo. Sin embargo, a consecuencia de las notables heterogeneidades en el campo de intensidad UV (ver fig. 132), aunque todas las partículas tengan similar tiempo de residencia, la dosis UV adquirida por cada una de ellas es muy diferente, dependiendo de si han pasado más cerca o más lejos de las lámparas. Como resultado de esta heterogeneidad en el campo de intensidad UV, se genera una distribución de dosis UV en el caudal tratado con un alto grado de dispersión. Como detalle, en la figura destaca que el 40% del caudal tratado reciba una dosis UV comprendida en el rango entre 400 y 1200 J/m<sup>2</sup>, siendo la dosis promedio 2014 J/m<sup>2</sup>.

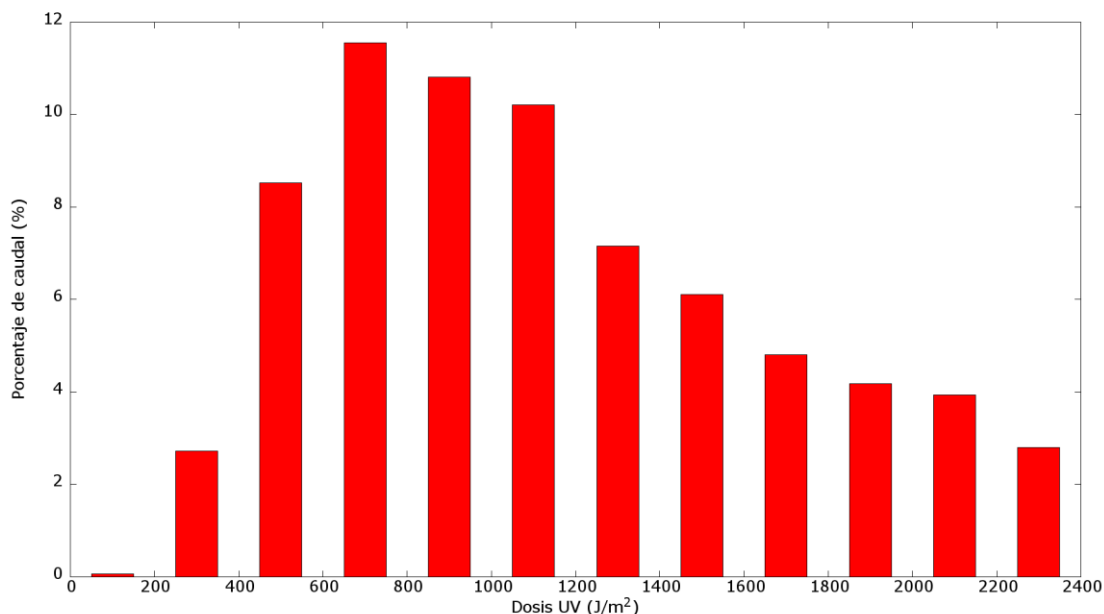


Figura 135. Histograma de dosis UV adquirida por el caudal en el canal UV para las condiciones de referencia ( $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$  y  $PUV=142 \text{ W/lamp}$ ).

#### 6.1.4. Inactivación de microorganismos en el canal

Habitualmente, el nivel de inactivación de un organismo sometido a un tratamiento de desinfección, definido como el cociente entre la población antes y después del tratamiento ( $N/N_0$ ), se expresa en unidades de inactivación logarítmica (Ec. (3.48)). Así, un nivel de inactivación 1-Log significa una inactivación del 90%, 2-Log del 99% y 3-Log del 99.9%.

A partir de la distribución de dosis UV del caudal en el canal, mediante las curvas de inactivación logarítmica del microorganismo a analizar, es posible calcular el nivel de inactivación de cada partícula fluida y, mediante ponderación, obtener el nivel global de inactivación de un determinado organismo. Las curvas de inactivación frente a dosis UV son obtenidas mediante ensayos de laboratorio (biodosimetría). Este experimento consiste en aplicar una dosis UV determinada (perfectamente controlada) a un cultivo del microorganismo en cuestión, con población  $N_0$ , y volver a analizar su población tras la exposición. Realizando el experimento para distintos niveles de dosis UV se obtiene la curva de inactivación. Los valores de la curva de inactivación frente a dosis dependen de las condiciones del ensayo; por ejemplo, el agua residual suele tener una mayor concentración de sólidos en suspensión que el agua de las pruebas de laboratorio, los sólidos actúan como escudos, protegiendo a los microorganismos de la radiación (efecto shield), luego bajo condiciones de agua residual las curvas muestran una mayor resistencia del microorganismo para un mismo nivel de dosis UV. Las curvas de inactivación empleada en este estudio son las publicadas por Hijnem (2006) para la desinfección UV en aguas residuales. Por la razón comentada anteriormente, estas curvas presentan una mayor resistencia de los microorganismos que las empleadas en las plantas de potabilización (menor concentración de sólidos en suspensión). Aunque la normativa aplicada a la EDAR solo exija contemple y regule la eliminación de la bacteria *Escherichia Coli*, con el fin de analizar el efecto del tratamiento sobre otros microorganismos nocivos, se incluyen en el estudio las curvas de eliminación de un virus (rotavirus SA11) y de una spora (*Bacillus Subtilis*). La figura 136 representa las curvas de inactivación de los tres organismos considerados, extraídas del trabajo de Hijnem. Se aprecian claras diferencias entre las curvas; la bacteria es la que menor resistencia presenta, consiguiendo con una dosis UV de  $200 \text{ J/m}^2$  una inactivación mayor del 99.99%. En



cambio, la espora, presenta una considerable resistencia, no llegando al 90% de inactivación con una dosis de 500 J/m<sup>2</sup>.

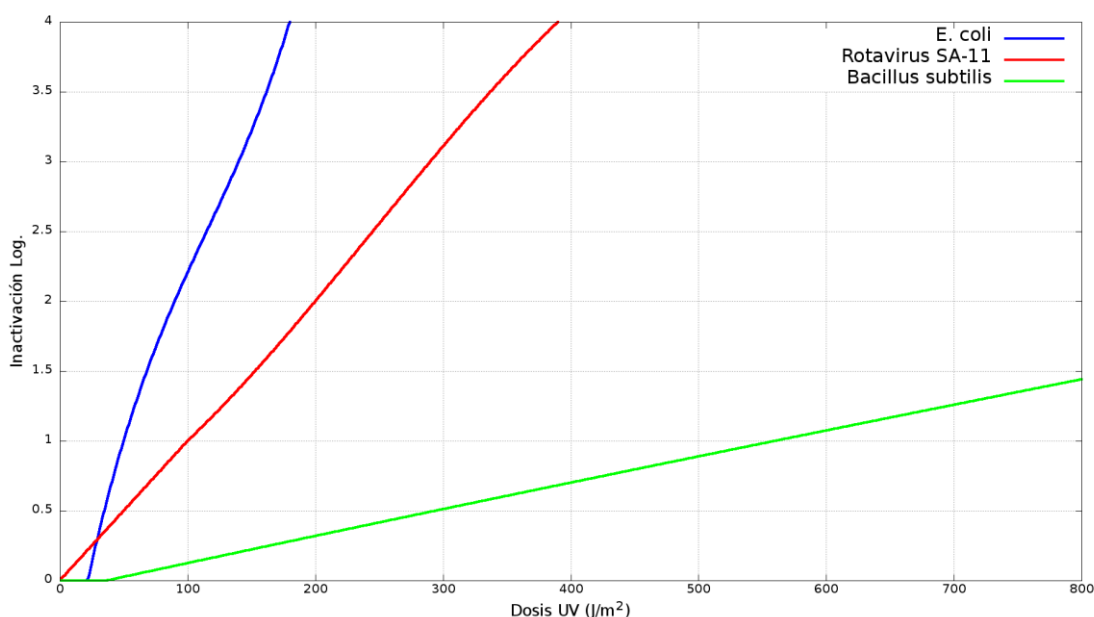


Figura 136. Curva de inactivación frente a dosis UV de los tres organismos analizados en el estudio. Las curvas han sido reconstruidas a partir de los datos de la publicación de Hijnen (2006).

Las curvas de inactivación, dado que representan niveles de inactivación logarítmica, evidencian que para conseguir una desinfección eficiente en el canal no es necesario un alto nivel de dosis UV, sino evitar que parte del caudal tratado reciba una dosis UV demasiado baja. Con el fin de ilustrar la afirmación anterior, se presenta un ejemplo comparativo. Si todo el caudal tratado en el canal recibiese una dosis UV uniforme de 140 J/m<sup>2</sup>, se tendría una inactivación de E. Coli del 99.9%. Por otro lado, si el 99 % del caudal tratado recibe una dosis UV mayor de 300 J/m<sup>2</sup> (practicamente inactivación completa) pero el 1% restante recibiese una dosis UV de 60 J/m<sup>2</sup>, el nivel global de inactivación de E. Coli sería  $0.99 \cdot 1 + 0.01 \cdot 0.9 = 0.999$ . A pesar de que el segundo escenario presenta más del doble de consumo energético por las lámparas (el promedio de dosis UV es el doble), ambos escenarios presentan el mismo nivel global de inactivación (3-Log), debido al 1% de caudal que ha recibido una dosis excesivamente baja en el segundo caso.

La tabla 23 presenta los niveles de inactivación alcanzados en el canal para las condiciones de operación analizadas (Q=225 m<sup>3</sup>/h, T=65% y PUV=142 W/lamp). Destaca la diferencia entre los tres microorganismos, evidenciando la alta resistencia de la espora (B. Subtillis) mencionada anteriormente. Bajo estas condiciones de operación, la desinfección de la bacteria satisfacería sobradamente los niveles requeridos (3-Log).

Tabla 23. Niveles de inactivación de los tres organismos considerados en el canal UV para las condiciones de referencia (Q=225 m<sup>3</sup>/h, T=65% y PUV=142 W/lamp).

	E. Coli	Rotavirus	B. Subtillis
Log de inactivación	6.49	4.41	1.53

En resumen, el análisis de la inactivación a partir de la distribución de dosis UV del caudal tratado evidencia la importancia de evitar la formación de zonas de paso con baja dosis UV, ya que, en general, los organismos requieren un nivel mínimo de dosis para conseguir un nivel de inactivación suficiente, no siendo la inactivación mucho mayor por incrementar dicho nivel de dosis.

A modo comparativo, aunque no sea la metodología empleada para este análisis, se ha llevado a cabo una simulación de desinfección empleando la perspectiva euleriana en lugar de la lagrangiana. Tal y como se comentó en el apartado 3.1.4, el procedimiento euleriano para el cálculo de inactivación, al igual que el lagrangiano, parte de los campos de velocidad, turbulencia e intensidad de radiación UV calculados anteriormente. Sin embargo, en lugar de calcular las trayectorias y acumulación de intensidad UV de partículas discretas, la metodología euleriana resuelve la ecuación de transporte de una variable escalar  $c_m$ , que representa la concentración del microorganismo a analizar. Al igual que en las ecuaciones de transporte del modelo ASM1 (ver Ec. 3.40), se incluye un término fuente en la ecuación para la modelización de la inactivación:

$$\nabla \cdot (\vec{v} c_m) = \nabla \cdot (D_{ef} \nabla c_m) - \frac{k_m}{\log_{10}(e)} c_m \cdot I. \quad (6.1)$$

Se aprecia que el término fuente depende del campo de intensidad UV  $I$ , de la propia concentración del microorganismo  $c_m$  y de la resistencia a la dosis UV del microorganismo  $k_m$ . En realidad, el término  $k_m$  corresponde a la pendiente de la curva de inactivación logarítmica frente a dosis UV del microorganismo analizado (ver Fig. 136). De hecho, si en la parte izquierda de la ecuación se incluyera el término temporal ( $\partial c_m / \partial t$ ) y no se tuviesen en consideración los términos convectivo y difusivo (dominio sin velocidad con concentración de organismo uniforme); la integral temporal de la ecuación proporcionaría la evolución de la concentración de microorganismo frente al tiempo, que correspondería con la curva de inactivación del microorganismo (dosis UV es igual a la intensidad UV por el tiempo).

Empleando la metodología euleriana, se ha simulado la desinfección del rotavirus SA-11 ( $k_v = 0.0103 \text{ m}^2/\text{J}$ ), siendo la concentración del organismo a la entrada  $c_{v0} = 10^6 \text{ UFC}/100 \text{ ml}$ . La figura 137 muestra los campos de concentración (en escala logarítmica) en dos planos horizontales del canal, (a)  $z=0.065 \text{ m}$  y (b)  $z=0.455 \text{ m}$ . Se observa el decremento de la población de virus al pasar el banco de lámparas, especialmente en las zonas más próximas a las lámparas. La población promedio del organismo en la salida del canal es  $44 \text{ UFC}/100 \text{ ml}$ , lo que implica una inactivación logarítmica total de 4.36, muy similar a la obtenida con la metodología lagrangiana (4.41, ver Tabla 23).

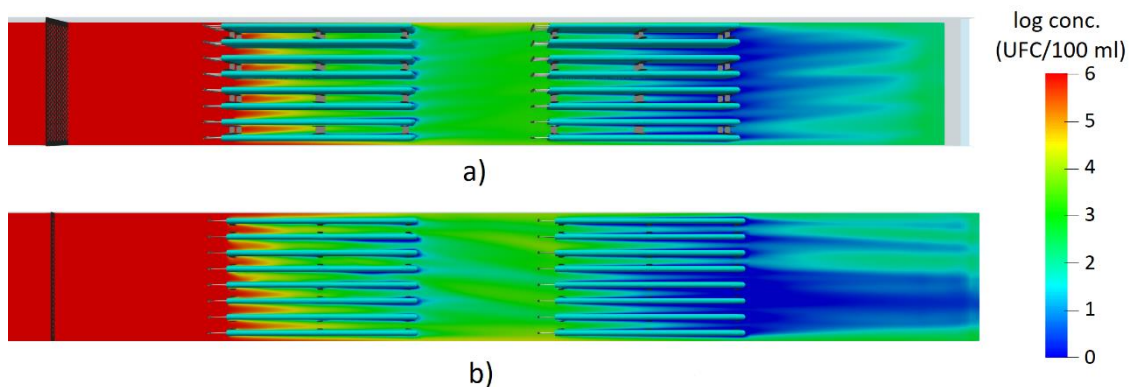


Figura 137. Concentración (en escala logarítmica) de rotavirus SA-11 en dos alturas diferentes del canal  $z=0.065 \text{ m}$  (a) y  $z=0.455 \text{ m}$  (b), empleando la aproximación euleriana. La concentración del virus a la entrada de  $10^6 \text{ UFC}/100 \text{ ml}$ .

## 6.2. Validación experimental del modelo numérico

En este apartado de la Tesis Doctoral se presentan los procedimientos y resultados relativos a la toma de medidas experimentales destinados a la validación del modelo CFD desarrollado.

La experimentación se centra en validar, por un lado, el campo de velocidad (sección 6.2.1), y por otro lado el campo de intensidad UV (sección 6.2.2). Tal y como se explicó en la sección anterior, la distribución de dosis UV es obtenida a partir de la integración de la intensidad UV de cada una de las partículas fluidas. Las trayectorias de las partículas fluidas son calculadas a partir del campo de velocidades, por lo que una vez validados experimentalmente campos de velocidad y de intensidad UV, puede considerarse que el modelo CFD está validado.

Aunque también se ha tratado de validar la desinfección de la bacteria *E. Coli* en el canal, las favorables condiciones de desinfección (baja concentración de bacteria a la entrada y alta transmitancia del agua) han propiciado que en todos los días de experimentación la población de bacteria en el efluente fuese menor que el mínimo detectable en el laboratorio (10 UFC/100 ml). Debido a que el agua tratada en la EDAR es posteriormente usada en procesos de irrigación, tampoco ha sido posible generar un escenario más desfavorable para la desinfección que provocara una mayor concentración de bacteria en el efluente (fundir alguna lámpara). Con las limitaciones anteriores, tan solo ha sido posible comprobar que bajo las mismas condiciones de operación que en el experimento, el modelo CFD proporcionaba unos niveles de inactivación mayores que los necesarios para alcanzar el mínimo detectable en el laboratorio.

### 6.2.1. Validación experimental del campo de velocidades en el canal

La validación del campo de velocidades se ha realizado mediante la comparación de valores puntuales de velocidad en distintas localizaciones de la instalación. Las medidas experimentales de la velocidad del agua se realizan mediante el medidor de tipo hélice *Molinet Flow Probe 2*. (Figura 138). El medidor dispone de un sistema de fijación que asegura que la hélice de medida no se desplaza de la localización especificada. Se considera que el medidor mide la proyección del vector velocidad en el plano horizontal (raíz de la suma de los cuadrados de las componentes  $u$ ,  $v$ ). Para cada una de las localizaciones, se mantiene el medidor tomando datos durante 20 s, tomando como valor de la medida la velocidad promediada durante los 20 segundos. La precisión del aparato es de 0.06 m/s. La desviación típica de las medidas depende de la localización tomada, siendo el valor habitual 0.03 m/s, llegando a 0.06 m/s en algunas medidas.

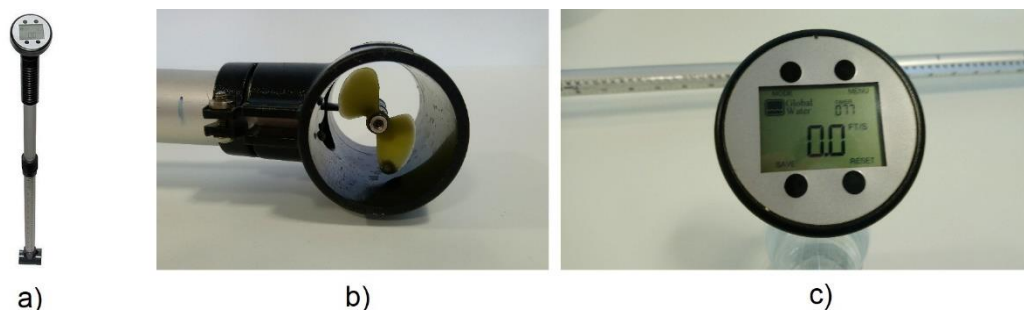


Figura 138. *Molinete Flow Probe 2*, empleado para la medición de la velocidad en distintas localizaciones del canal.

Se han tomado medidas de velocidad en dos condiciones de caudal: caudal alto (525 m<sup>3</sup>/h) y caudal medio (285 m<sup>3</sup>/h). Para cada una de las condiciones anteriores, se han tomado 36 medidas, distribuidas en 9 líneas (fig. 139). Las líneas pueden agruparse en tres grupos, según la distancia a la placa perforada del plano en el que están (240 mm, 480 mm y 3060 mm). Dentro

de cada grupo, se toman medidas a tres alturas diferentes sobre el fondo (420 mm, 260 mm y 100 mm). Se toman 4 medidas por línea, distribuidas a lo largo de la misma.

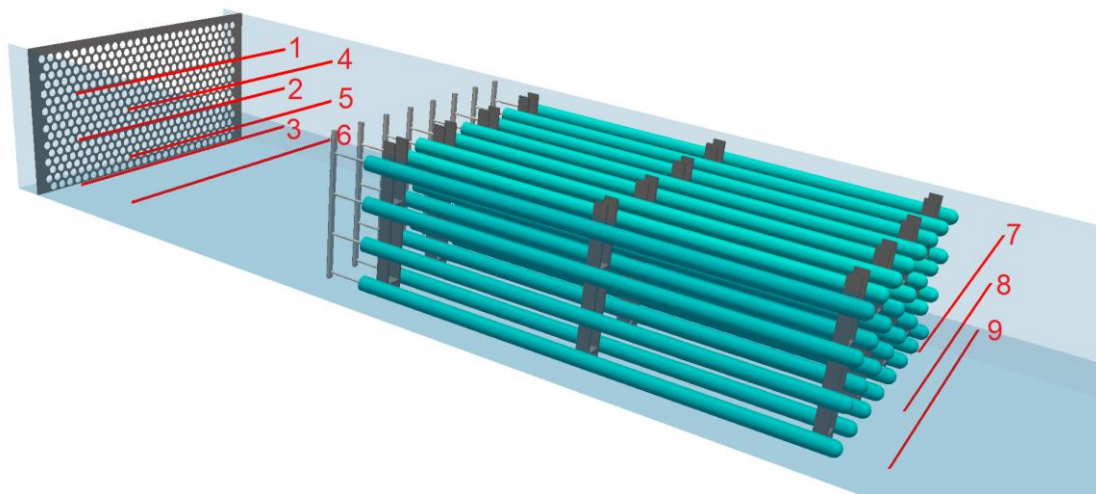


Figura 139. Localización y denominación de las nueve líneas de medida de velocidad en el canal UV.

Antes de presentar la comparación de los resultados experimentales y numéricos, se realiza la evaluación de la incertidumbre de los valores de las medidas, lo que permitirá calcular el rango de valores abarcado por cada medida.

#### Fuentes de incertidumbre en la medida experimental del caudal

El sistema UV de la EDAR Los Alcázares incluye la instrumentación necesaria para realizar la medida instantánea del caudal trasegado por el canal UV. Dicha medida se realiza a partir de las medidas de la posición de la compuerta de salida y de la medida de la posición de la superficie libre del agua en el reactor. Conviene recordar que el sistema regula la posición de la compuerta para que, independientemente del caudal, el nivel de la superficie libre se mantenga a un nivel consigna (520 mm). Sin embargo, al medir el caudal a partir del nivel de la superficie libre, aumenta la incertidumbre de la medida. Además de esta primera fuente de incertidumbre en la medida del caudal, al tener el ensayo experimental una duración determinada, se incorpora una segunda fuente de incertidumbre, ya que el caudal no se mantiene constante, sino que sufre fluctuaciones en el tiempo.

Para cuantificar la primera fuente de incertidumbre (medida del caudal a partir del nivel de la superficie libre) se recurre al caudalímetro electromagnético *Siemens Sitrans F*, localizado en la salida del tratamiento secundario. Durante la mayor parte del tiempo, el agua trasegada por el caudalímetro electromagnético es la misma que la trasegada por el canal UV, sin embargo, el agua necesaria para la mayoría de los procesos de la planta es tomada de la balsa previa al canal UV, luego durante algunos lapsos de tiempo el caudal trasegado por el caudalímetro es mayor que el caudal que circula por el canal UV. Debido a la razón anterior, no es posible tomar la lectura del caudalímetro como medida del caudal durante el ensayo. Sin embargo, es posible correlacionar las medidas de ambos caudalímetros (estando el agua a planta cerrada) y estimar la incertidumbre asociada a la medida del caudal dada por el sistema UV. La figura 140 muestra la relación entre el error relativo a la diferencia de lectura entre ambos sistemas de medida de caudal en función del caudal trasegado por el caudalímetro electromagnético. No se aprecia correlación clara entre el desfase de lecturas y el caudal medido mediante el caudalímetro, se observa que para un mismo caudal, el sistema UV comete un error relativo +5%; -10%.

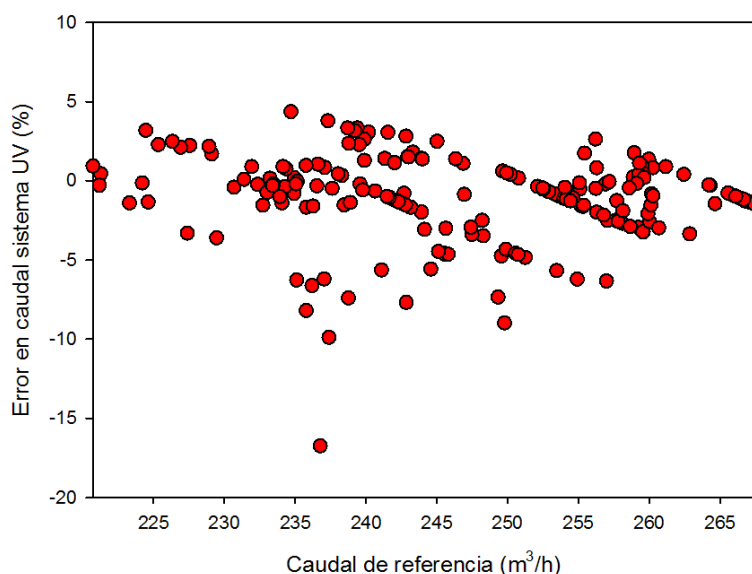


Figura 140. Error relativo entre las medidas de caudal del caudalímetro calibrado y el sistema de medida de caudal por vertedero del módulo UV en función del caudal.

La segunda fuente de incertidumbre en la medida del caudal (cambio de caudal durante el ensayo) puede ser estimada a partir del registro de caudales tomados por el sistema UV durante el ensayo. Por cada uno de los dos ensayos experimentales llevados a cabo, además del caudal medio en el transcurso del ensayo, se toman los caudales máximos y mínimos registrados.

En base a todo lo anterior, no se considerará un caudal único para cada ensayo experimental, sino que se tomará un caudal máximo y mínimo por ensayo. Por lo que habrá una banda de caudal por experimento, delimitada por un caudal máximo (caudal máximo registrado durante el ensayo más 5% (primera fuente de incertidumbre)) y un caudal mínimo (menor caudal registrado durante el ensayo menos 10% (segunda fuente de incertidumbre)). La tabla 24 resume los caudales promedio, mínimo y máximo considerados para cada uno de los tres ensayos experimentales desarrollados.

Tabla 24. Límites máximo y mínimo de caudal registrados y considerados para cada uno de los tres ensayos realizados.

Caudal promedio (m <sup>3</sup> /h)	Caudal mínimo registrado (m <sup>3</sup> /h)	Caudal máximo registrado (m <sup>3</sup> /h)	Caudal mínimo considerado (m <sup>3</sup> /h)	Caudal máximo considerado (m <sup>3</sup> /h)
525	492	568	442.8	596.4
285	258	322	232.2	338.1

### Evaluación de la incertidumbre en la medida experimental

La incertidumbre de las medidas de velocidad tomadas experimentalmente ha sido evaluada siguiendo la norma ISO (1993). En base a la naturaleza del procedimiento y del instrumento de medida, se ha tomado la evaluación de tipo B para la cuantificación de la incertidumbre.

La incertidumbre de tipo B viene determinada por las limitaciones del aparato. Su resolución mínima es  $\Delta v = 0.06 \text{ m/s}$ . Se considera que, para cada medida, se tiene un intervalo de probabilidad del valor real  $v_i \pm \Delta v_i/2$ . Considerando que la distribución de probabilidad dentro del intervalo es rectangular, la incertidumbre de tipo B se calcula como:

$$u_B(v_i) = 2 \cdot \Delta v_i / 2 / \sqrt{12} = \Delta v_i / 2 / \sqrt{3}. \quad (6.2)$$

La incertidumbre global de cada medida, de acuerdo con la norma ISO, se realiza multiplicando la incertidumbre de cada medida por un coeficiente  $k=2$ ; lo que significa que la probabilidad de que la medida real esté en el intervalo especificado es del 95% (asumiendo que la distribución sigue una distribución normal).

$$U(\bar{v}_i) = k \cdot u_B(v_i), \quad (6.3)$$

Con todo lo anterior, la incertidumbre global de cada medida es independiente del valor medido, y tiene un valor  $U(\bar{v}_i) = 0.035 \text{ m/s}$

### Validación del campo de velocidades

A continuación se muestra la comparación de las medidas experimentales con los resultados numéricos para cada una de las nueve líneas bajo cada uno de las dos condiciones de caudal desarrollados (fig. 141 a 149). Las barras de error de las medidas experimentales corresponden a la incertidumbre, mientras que el rango de posibles valores de los resultados numéricos es debido a la variación en el caudal durante el experimento (ver tabla 24). Para la comparación de los resultados numéricos con los experimentales, se ha tenido en cuenta que el medidor experimental no mide la velocidad de una localización puntual del dominio, la hélice tiene un diámetro  $d=5\text{cm}$ , por lo que técnicamente mide la velocidad promedio en esos 5 cm abarcados por la hélice. Los perfiles numéricos no muestran directamente los valores obtenidos en la simulación CFD en el punto especificado, sino que muestran el valor promedio de los 5 cm de dominio con centro en el punto especificado (filtrado por media móvil). Debido a dicho filtrado, los valores en las cercanías de la pared no disminuyen hasta 0 m/s.

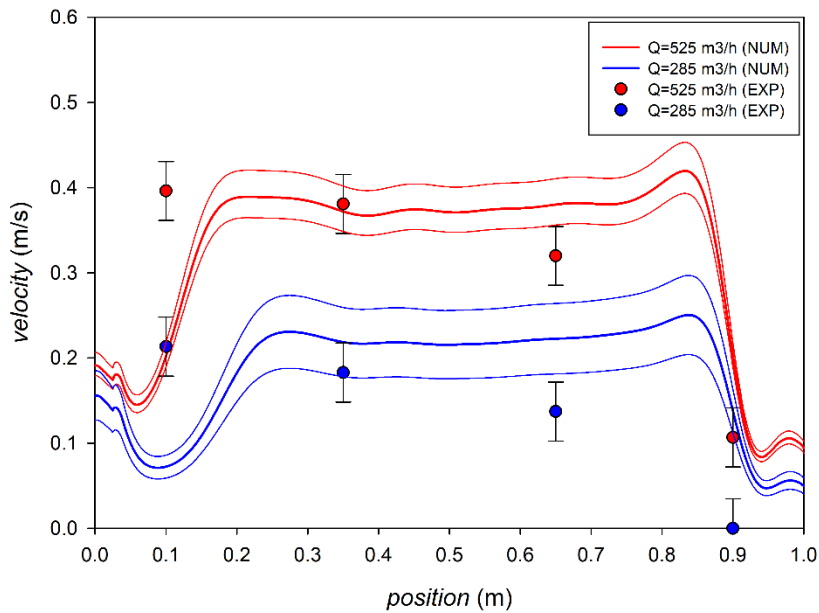


Figura 141. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 1 (x240, z420).

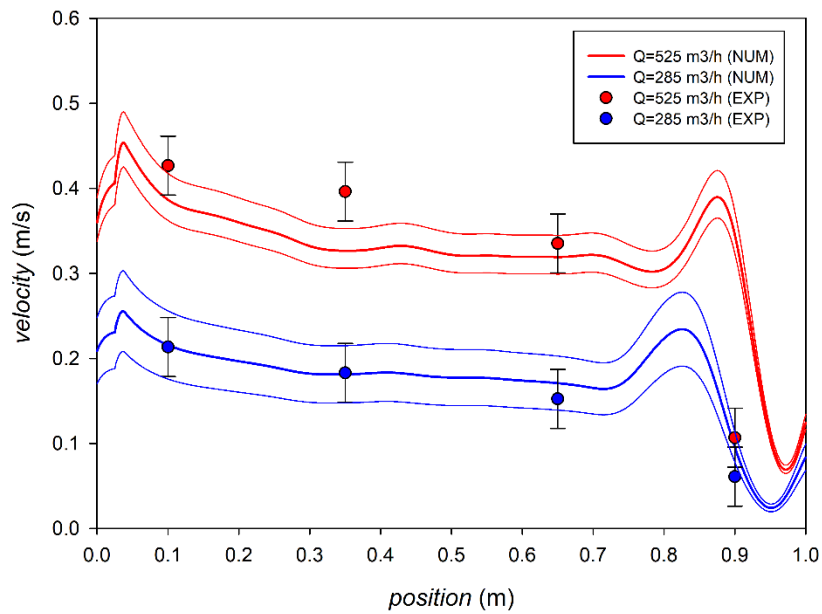


Figura 142. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 2 (x240, z260).

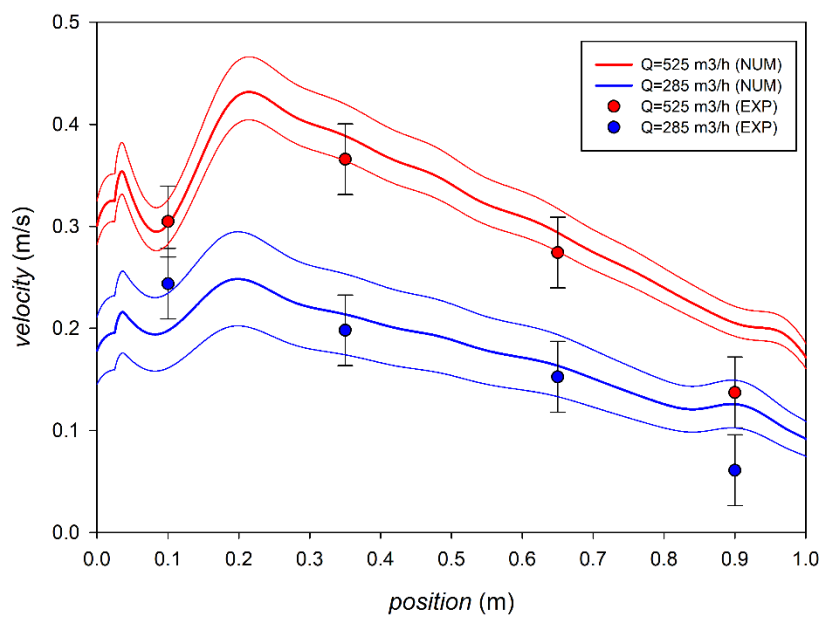


Figura 143. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 3 (x240, z100).

Se observa que en estas primeras tres líneas de validación, los valores numéricos y experimentales son similares, siguiendo además la misma tendencia. Conviene destacar que el medidor de velocidad no es capaz de tomar velocidades menores de 0.1 m/s.

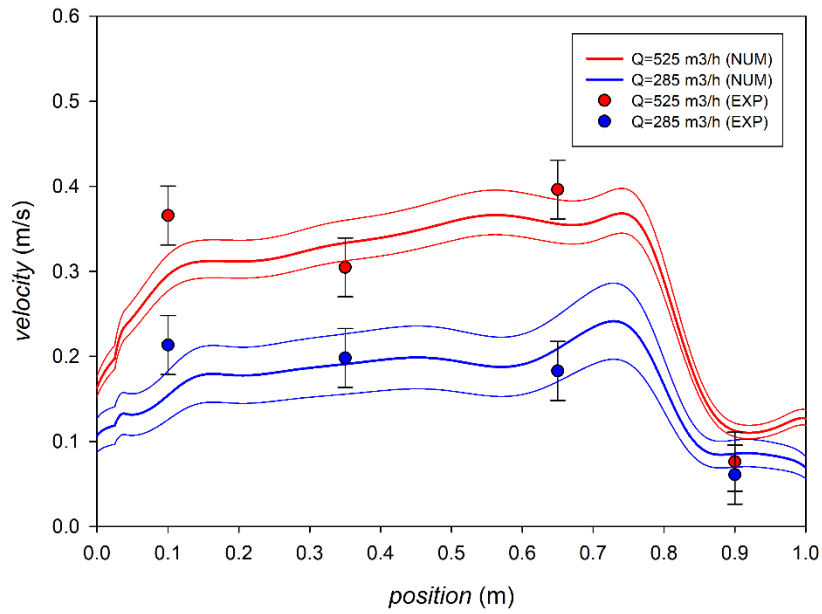


Figura 144. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 4 (x480, z420).

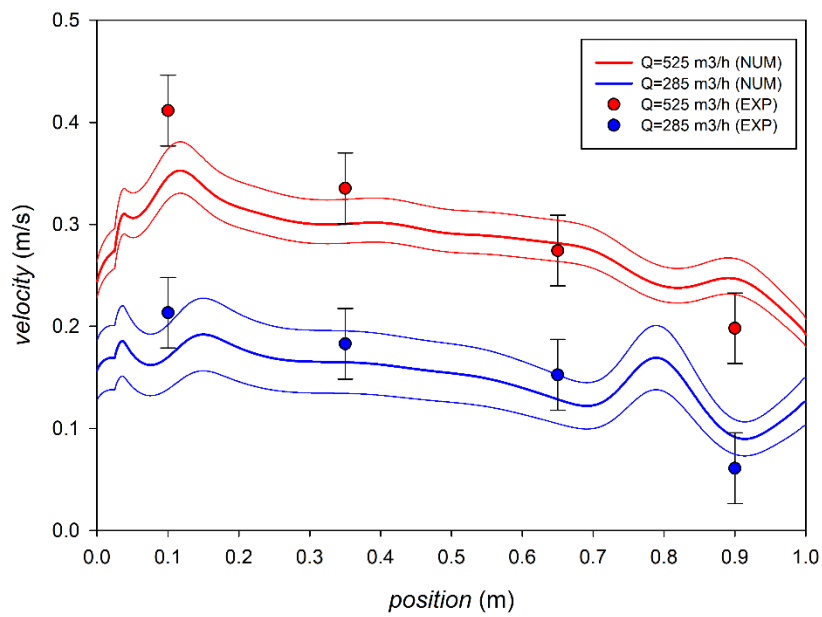


Figura 145. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 5 (x480, z260).



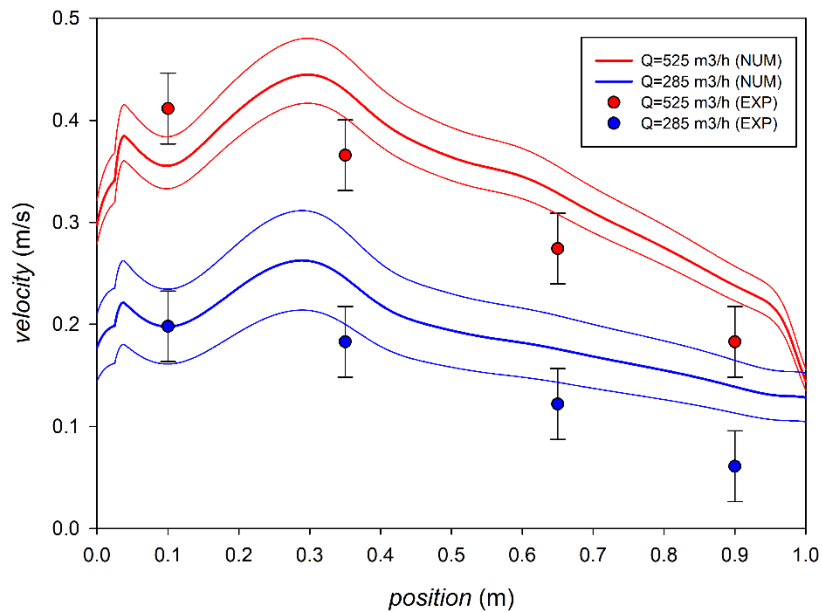


Figura 146. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 6 (x480, z100).

Al igual que en el plano anterior ( $x=240$  mm), los valores numéricos y experimentales tienen valores muy similares y siguen las mismas tendencias. En los casos de baja velocidad, debido al límite de detección del aparato, el procedimiento experimental subestima los valores de velocidad.

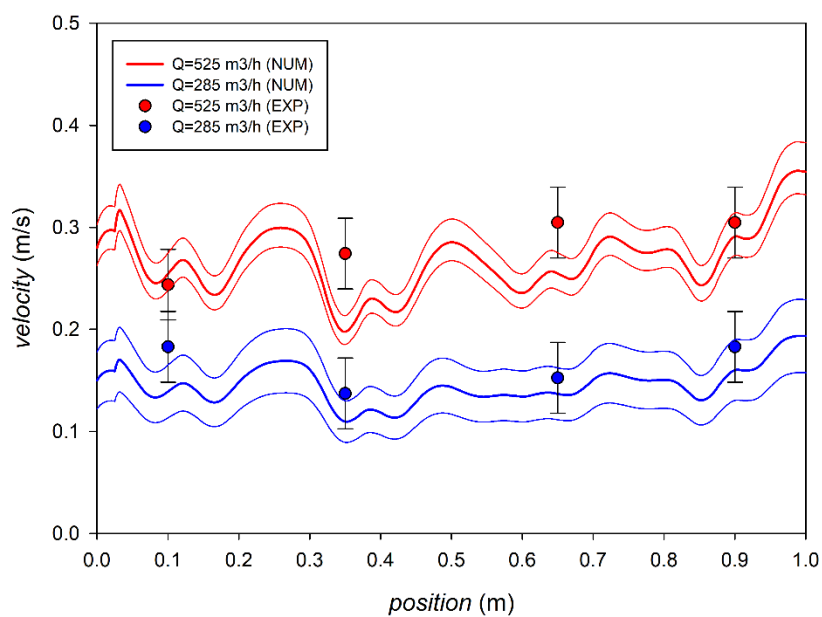


Figura 147. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 7 (x3060, z420).

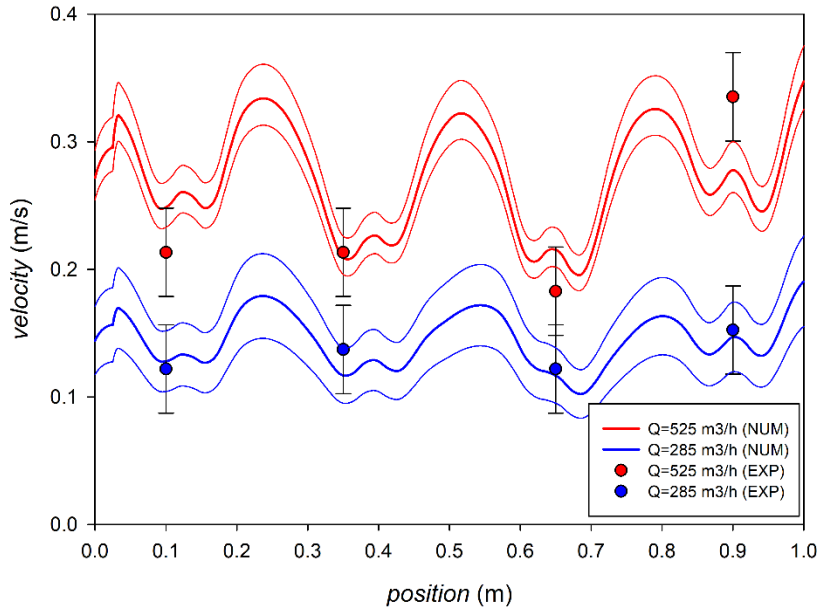


Figura 148. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 8 (x3060, z260).

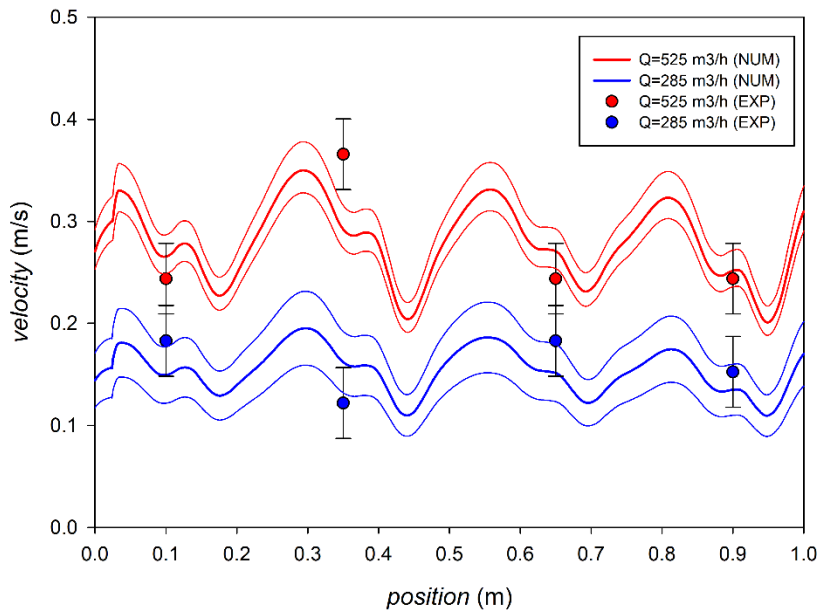


Figura 149. Comparación de la velocidad numérico-experimental en la línea 9 (x3060, z100).

Este último plano tiene la peculiaridad de que está localizado detrás de las lámparas, por lo que el flujo está más homogenizado, las diferencias de velocidad a lo largo del perfil apenas superan 0.1 m/s. Las medidas experimentales tampoco sufren apenas fluctuaciones. Los resultados numéricos muestran las estelas dejadas por los cuatro módulos de lámparas

### 6.2.2. Validación del campo de intensidad UV

Antes de mostrar el procedimiento experimental y los resultados de la validación experimental de la intensidad UV, conviene hacer un breve razonamiento analítico para estimar cómo transmitancia, distancia y potencia eléctrica afectan al campo de intensidad UV en el canal. Se parte de una simplificación del caso real, suponiendo que la luz se propaga no en un ángulo sólido tridimensional, sino en una superficie plana. La transmitancia se modeliza mediante el

coeficiente  $\alpha$ . El razonamiento trata de aplicar la ecuación de conservación de la intensidad  $I$ , en un tramo de un sector anular, suponiendo que la intensidad  $I$  no depende de la coordenada acimutal, sino que solo varía con la radial (ver fig. 150). El coeficiente de absorción  $\alpha$  representa la fracción de intensidad entrante que se ha perdido al recorrer una distancia.

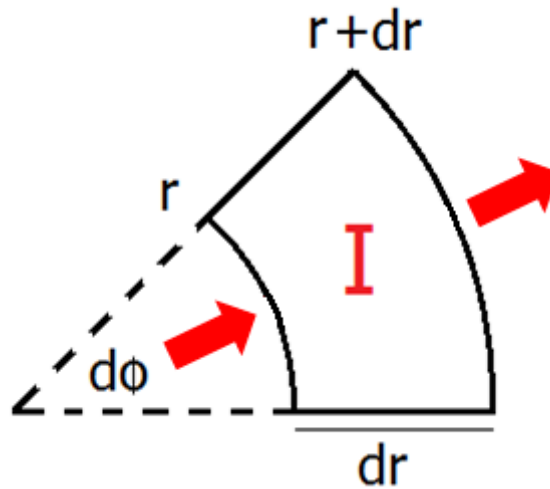


Figura 150. Dominio infinitesimal sobre el que se aplica la ecuación de conservación de la intensidad.

El razonamiento matemático inicial es el siguiente, es un balance entre la integral de la intensidad en el radio interno ( $r$ ) del sector y el exterior ( $r+dr$ ):

$$dA = r \cdot dr \cdot d\phi, \quad (6.4)$$

$$I(r + dr) \cdot (r + dr) \cdot d\phi = I(r) \cdot r \cdot d\phi - \alpha \cdot I(r) \cdot dA, \quad (6.5)$$

$$I(r + dr) = I(r) + \frac{\partial I(r)}{\partial r} \cdot dr, \quad (6.6)$$

$$\left( I(r) + \frac{\partial I(r)}{\partial r} \cdot dr \right) \cdot (r + dr) \approx I(r) \cdot r + \frac{\partial I(r)}{\partial r} \cdot r \cdot dr + I(r) \cdot dr, \quad (6.7)$$

$$\frac{\partial I(r)}{\partial r} \cdot r + I(r) = -\alpha \cdot I(r) \cdot r, \quad (6.8)$$

$$\frac{\partial I(r)}{\partial r} \cdot r + I(r) \cdot (1 + \alpha \cdot r) = 0. \quad (6.9)$$

Asumiendo que en la funda de las lámparas ( $r = r_0 = 0.024 \text{ m}$ ), la intensidad es  $I_0$ . La integral anterior se resuelve analíticamente, llegando a:

$$I(r) = I_0 \frac{r_0}{r} e^{-\alpha(r-r_0)}. \quad (6.10)$$

Introduciendo la distancia a la funda  $d = r - r_0$ :

$$I(r) = I_0 \frac{r_0}{r_0 + d} e^{-\alpha d}. \quad (6.11)$$

La transmitancia está correlacionada con la transmitancia por la ley de Beer-Lambert:

$$e^{-\alpha d} = e^{-0.01\alpha(d/0.01)} = T^{100d}, \quad (6.12)$$

por lo que quedaría:

$$I(d) = I_0 \frac{r_0}{r_0 + d} T^{100d}. \quad (6.13)$$

En el caso experimental, al estar el sensor equidistante entre dos lámparas, las muestras tomadas un día y otro varían en la intensidad medida y la transmitancia del agua, pero no en la distancia, por lo que los datos experimentales deberían de ajustarse a una correlación del tipo  $I = aT^b$ , teniendo  $b$  un valor próximo a 3.25 (distancia en centímetros del sensor a las lámparas).

#### Procedimiento experimental para la medida de la intensidad UV

Para la medida de la intensidad en el canal UV de la EDAR de Los Alcázares se ha empleado el sensor de intensidad instalado, de fábrica, en el segundo módulo de la bancada UV (ver fig. 151).



Figura 151. Localización del sensor (círculo rojo) en el módulo UV.

El sensor muestra en el PLC del sistema UV la lectura instantánea de intensidad UV. En el mismo PLC también se muestra el nivel de regulación de la potencia de las lámparas (habitualmente 100%). El procedimiento experimental consistió en tomar muestras de agua en el canal, a la vez que se tomaba la lectura de intensidad y nivel de potencia en el PLC, las muestras de aguas eran analizadas en un laboratorio, obteniendo su transmitancia. Se tomaron siete muestras en siete días diferentes.

Tal y como se adelantó anteriormente, el sensor se encuentra a una distancia equidistante entre las dos lámparas superiores del segundo módulo, aproximadamente 15 mm por encima de la línea imaginaria que une los centros (ejes) de las dos lámparas (ver fig. 152 y 153). El sensor no puede ser considerado como un dispositivo de tamaño infinitesimal que recoge la intensidad UV en un punto exacto, sino que está encapsulado por una carcasa que tiene 21 mm de diámetro.

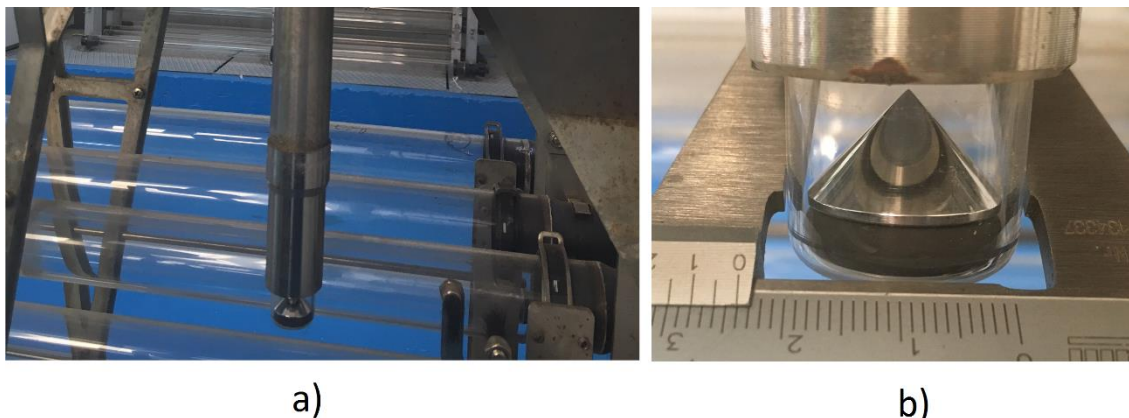


Figura 152. Fotografías del sensor en el módulo UV: a) localización entre lámparas; b) detalle y dimensiones.

La figura 152 muestra un esquema con la localización del sensor y sus distancias relativas a las lámparas adyacentes. De acuerdo al esquema, la distancia del punto de medida a la superficie de la lámpara será  $\sqrt{(65 - 21/2)^2 + 15^2} - 24 = 32.5$  mm.

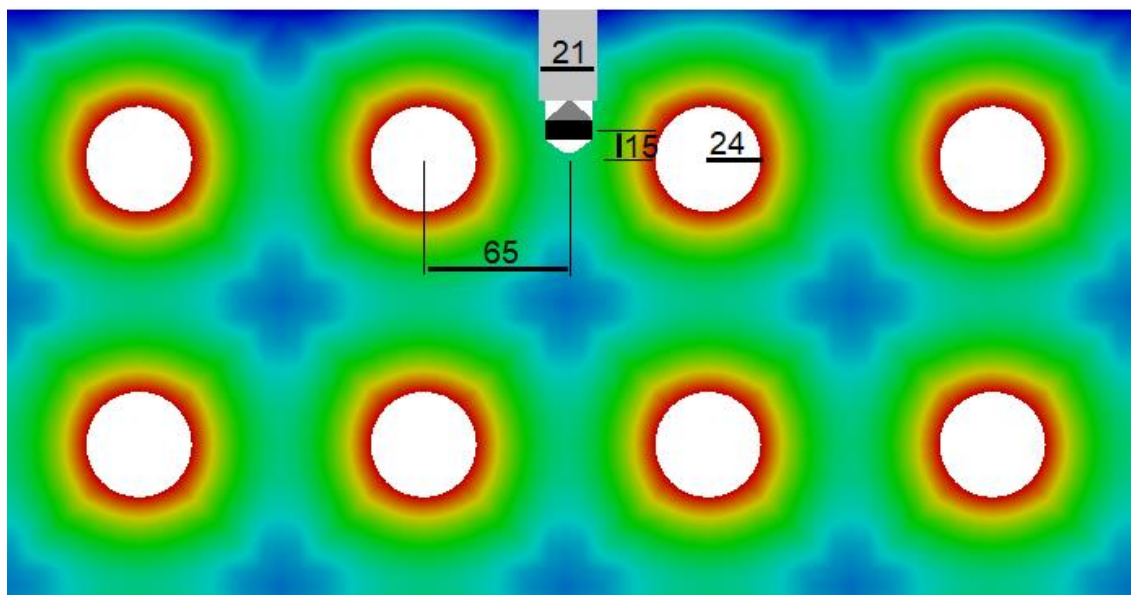


Figura 153. Distancias relativas entre el sensor y las lámparas.

### Calibración y validación de la intensidad en el modelo CFD

Una de las principales fuentes de incertidumbre del análisis de resultados del modelo CFD desarrollado es que no se tiene información sobre la potencia UV efectiva en la funda de las lámparas. El fabricante especifica que, sin regulación de potencia, cada lámpara consume 330 W eléctricos. De esos 330 W, tan solo una fracción de energía llega a convertirse en potencia UV y alcanzar la superficie exterior de las fundas de cuarzo que recubren las lámparas. De acuerdo con el fabricante (ITT Wedeco 2009), para los modelos de baja presión, esta fracción ronda el 40% bajo condiciones óptimas, pero decae conforme aumenta el nivel de suciedad e incrustaciones en la funda, por lo que no es posible saber con seguridad cual es el valor exacto de esta eficiencia de conversión.

Para resolver la cuestión anterior, se ha calibrado la condición de contorno del modelo a partir de los datos experimentales. Las medidas experimentales en el sensor UV se adaptan a una ley potencial  $I_{sen} = 241.3T^{3.5}$ . Realizando simulaciones con distintas transmitancias, se ha encontrado que, en el modelo numérico, la intensidad en función de la transmitancia a una distancia de 28 mm de la funda de las lámparas, sigue una ley potencial  $I(d28) = aT^{3.5}$ . Al ser la intensidad UV en cualquier localización proporcional a la intensidad UV impuesta en la funda de la lámpara, se ha ajustado la condición de contorno para que la lectura de intensidad a 28 mm de las lámparas corresponda con la experimental, resultando una potencia por lámpara de 142.5 W, un 43.18% de la electricidad que consume.

La figura 154 muestra la comparación de los resultados numéricos y experimentales tras la calibración.

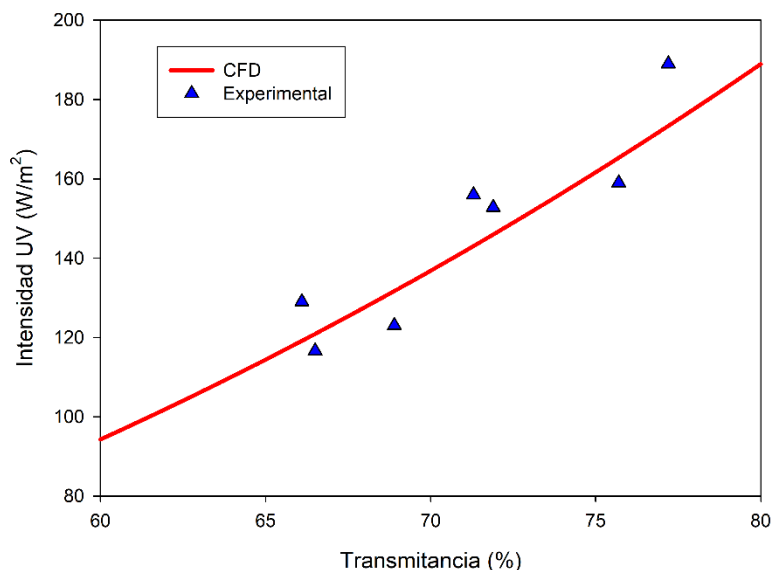


Figura 154. Comparación numérico-experimental de la intensidad UV en el sensor para distintas transmitancias.

Esta forma de calibrar la condición de contorno de intensidad presenta la ventaja de que en un punto del dominio, se registra una intensidad igual a la experimental, independientemente de la transmitancia. Aunque la localización del punto del dominio no coincide exactamente con la del centro del sensor (a 28 mm de las lámparas en lugar de 32.5 mm), se ha comentado anteriormente que el sensor no tiene un tamaño infinitesimal, sino que ocupa una pequeña región del espacio que justificaría esos 4 mm de desfase entre la localización del centro del sensor y la localización en que se producen las mismas intensidades UV que en el sensor. El rendimiento de las lámparas que resulta del ajuste es del 43.8%, bastante similar al que especifica el fabricante para este tipo de lámparas (en torno al 40%).

### 6.3. Estudio de la influencia de la placa perforada y del banco

Una vez que se tiene desarrollado (y validado) el modelo CFD del canal UV de la EDAR Los Alcázares, es interesante aplicarlo para analizar el funcionamiento de la instalación bajo distintas configuraciones de trabajo que se tienen con la geometría original. Concretamente se han realizado dos estudios: análisis del funcionamiento con un solo banco de lámparas activado e influencia de la placa perforada en la inactivación.

#### 6.3.1. Análisis del funcionamiento con un solo banco de lámparas activado

Como se ha comentado en los capítulos anteriores, las condiciones del influente a la EDAR no son constantes en el tiempo, sino que fluctúan temporalmente en función del uso del agua de la población e industria a la que presta servicio la EDAR. En este aspecto, tal y como se comentó en las secciones previas, la desinfección en el canal depende considerablemente de las condiciones de caudal, transmitancia y concentración de microorganismos del agua a tratar. En el caso de la EDAR Los Alcázares, se tiene la circunstancia de que, debido a la relativamente alta transmitancia del agua y a la baja concentración de E. Coli en el influente, es posible satisfacer los requerimientos del efluente empleando solo uno de los dos bancos de lámparas, con el ahorro energético y de mantenimiento que conlleva. En este contexto, se emplea el modelo CFD

para comparar la desinfección conseguida, bajo las mismas condiciones de influente y potencia de lámparas, por uno u otro banco trabajando de manera independiente. Se ha simulado el caso con caudal  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$  y  $T=65\%$ , siendo la potencia de las lámparas de  $143 \text{ W/lamp}$ . La figura 155 compara los histogramas de distribución de dosis UV conseguidas con el primer, segundo y ambos bancos trabajando conjuntamente. Como cabría esperar, con solo uno de los bancos activados se tiene mayor porcentaje de caudal con baja dosis (menos de  $500 \text{ J/m}^2$ ). Al comparar los histogramas, destaca el detalle de que el banco 2 provoque un mayor porcentaje de partículas con baja dosis que solo funcionando con el primer banco.

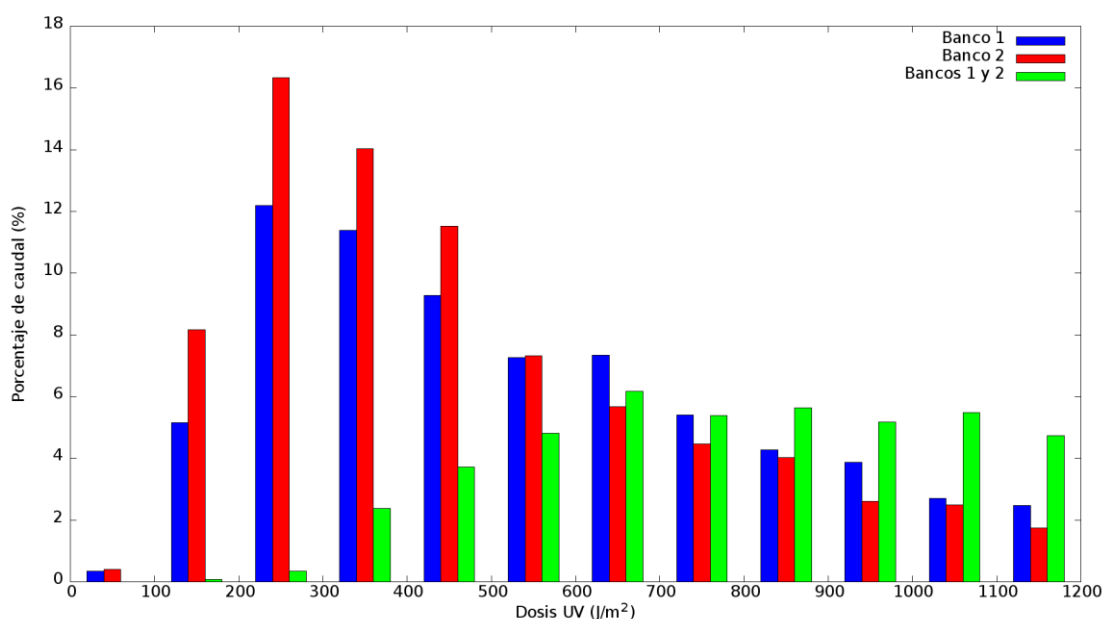


Figura 155. Comparación de los histogramas de dosis UV recibidos por el caudal tratado para el caso  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$  y  $P_{UV}=143 \text{ W}$  con ambos bancos de lámparas funcionando (verde), solo el primer banco funcionando (azul) y solo el segundo banco activado (rojo).

Esta diferencia es debido al comportamiento hidráulico del flujo en uno y otro banco (el campo de intensidad UV es idéntico en ambos bancos). Tal y como se observa en las figuras 130 y 131 que muestran las líneas de corriente y el campo de velocidad en el canal, en el segundo banco de lámparas se tiene un flujo rectilíneo, mientras que en el primero el flujo al entrar tiene cierta componente helicoidal. En la sección 6.1.4 se comentó que una inactivación eficiente requiere la ausencia de partículas fluidas con baja dosis UV. Funcionando con solo el segundo banco de lámparas UV, al tener trayectorias rectilíneas en la zona de las lámparas, las partículas fluidas que están lejos de las lámparas (zona de baja intensidad UV) permanecen durante todo su tránsito por el banco lejos de ellas, por lo que adquieren una dosis UV baja. Sin embargo, en el caso de funcionar solo con el primer banco de lámparas, la componente helicoidal que se tiene tras la placa impide que haya partículas fluidas que permanezcan todo el tiempo de contacto en la zona de baja radiación, por lo que se consiguen dosis mínimas mayores que en el caso anterior. La figura 156 muestra las trayectorias de las partículas fluidas que menos dosis UV reciben con solo el primer banco funcionando, mientras que la figura 157 representa las trayectorias con menos dosis con solo el segundo banco funcionando. A nivel cualitativo, se observa lo comentado anteriormente, con solo el primer banco funcionando se tiene cierto transporte transversal en la primera parte del banco activado, algo que no ocurre cuando solo funciona el segundo banco. Este fenómeno también se ve refrendado al analizar cuantitativamente la dosis adquirida, se aprecia que en el primer caso se obtienen mayores dosis UV mínimas que en el segundo.



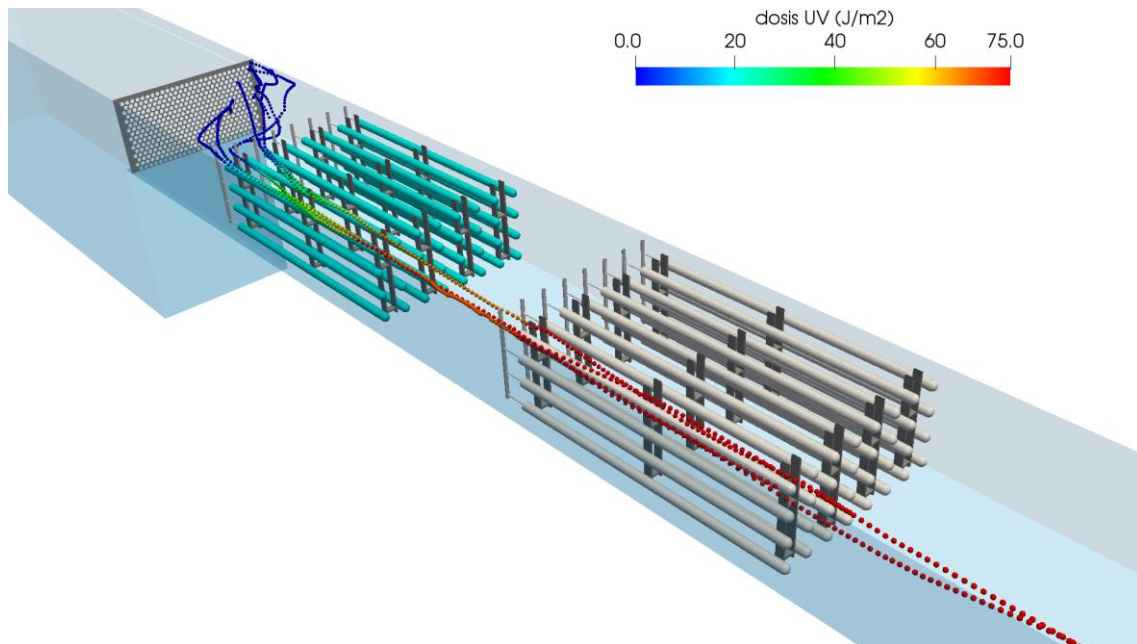


Figura 156. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el banco 1 activo.

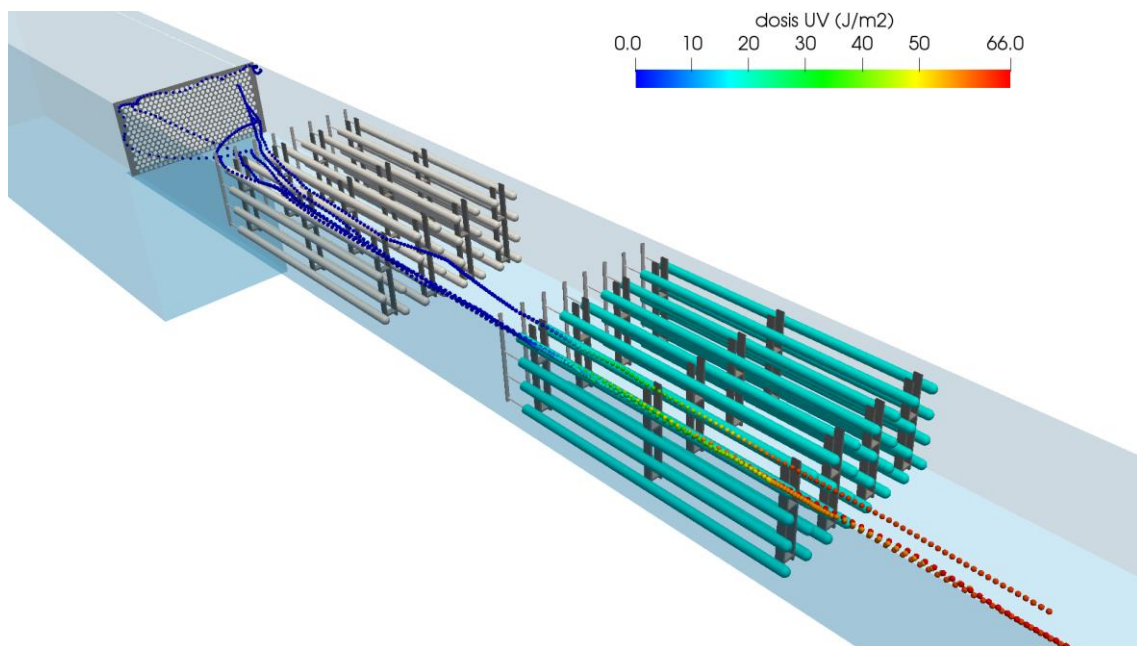


Figura 157. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el banco 2 activo.

Por último, la tabla 25 compara la inactivación logarítmica de cada uno de los microorganismos analizados bajo los tres modos de funcionamiento analizados (solo primer banco de lámparas activado, solo segundo banco activado y ambos bancos activados). La tabla evidencia lo comentado anteriormente, a pesar de tener el mismo consumo energético, con solo el primer banco activado se consigue una inactivación sensiblemente mayor que con solo el segundo banco activado.



Tabla 25. Inactivación logarítmica de los organismos analizados en el canal UV ( $Q=22 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$ ) con solo el primer banco activado, solo el segundo banco activado y ambos bancos de lámparas conectados.

	E. Coli	Rotavirus	B. Subtilis
Solo B1 activo	3.90	2.58	0.85
Solo B2 activo	3.74	2.43	0.73
Ambos bancos activos	6.49	4.41	1.53

### 6.3.2. Influencia de la placa perforada en la inactivación

Otro estudio interesante de llevar a cabo con el modelo CFD desarrollado es la influencia de la placa perforada en la desinfección. La placa perforada tiene como finalidad proteger las lámparas, impidiendo el paso de elementos sólidos de tamaño considerable al canal. Sin embargo, tal y como se mencionó en la sección 6.1.1, la placa perforada tiene una influencia importante sobre el flujo, actuando como homogeneizador del mismo. Con el fin de analizar si este efecto homogeneizador es positivo o negativo para la desinfección, se ha simulado el funcionamiento del canal, con solo el primer banco de lámparas funcionando, bajo las condiciones  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$  y  $P_{UV}=143\text{W}$ , con y sin placa perforada.

La figura 158 compara los vectores velocidad en el plano horizontal localizado a 260 mm del suelo, en la zona de la entrada al canal para el escenario con placa (a) y sin placa (b). La figura evidencia el efecto homogeneizador de la placa, que reduce considerablemente la componente helicoidal del flujo que se tenía en la balsa previa. En el caso sin placa, debido a la componente helicoidal que se tenía en la balsa previa, se forma una importante recirculación (volumen inactivo) junto a una de las paredes laterales del canal. Una vez pasada la zona de recirculación, el flujo tiende a ocupar todo el ancho del canal, disminuyendo su velocidad y desvaneciéndose la componente helicoidal que conservaba de la balsa previa.

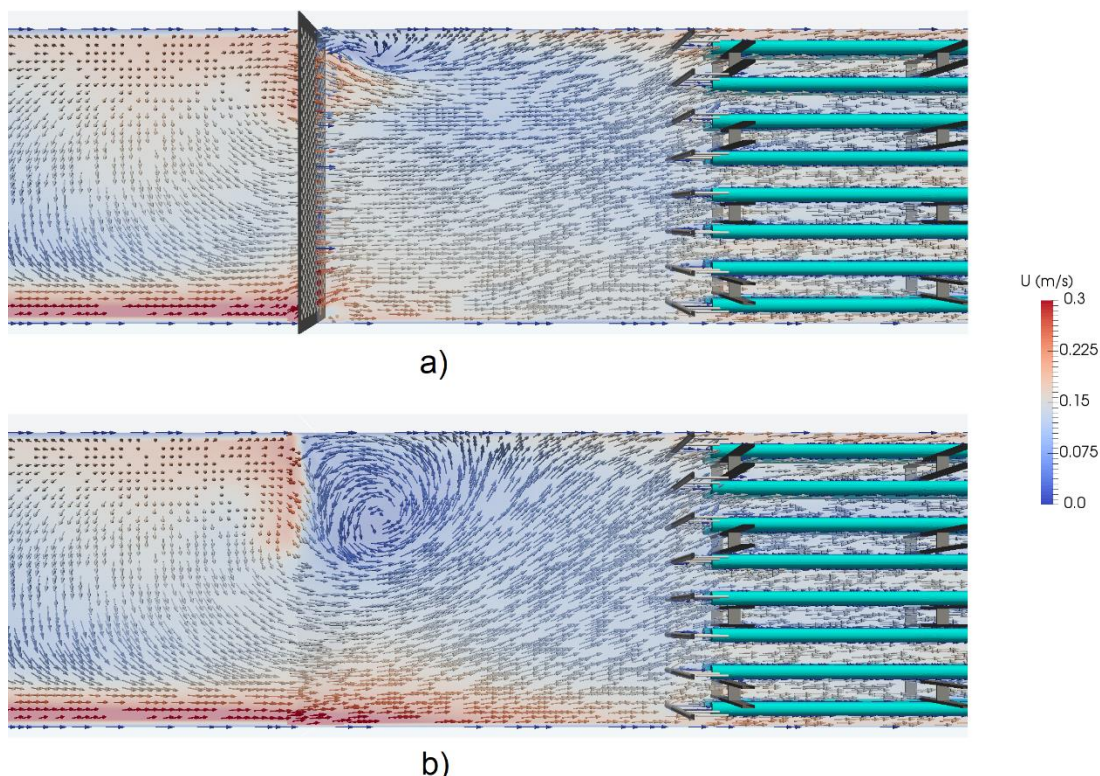


Figura 158. Vectores velocidad en el plano  $z=260 \text{ mm}$  del canal UV, con (a) y sin (b) placa perforada,  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ .

La figura 159 compara los vectores velocidad en el plano perpendicular del canal localizado 100 mm después de la placa. Se observa lo comentado anteriormente, en el caso con placa (a) se tiene una notable homogeneización del flujo; mientras que en el caso sin placa (b) se tiene un flujo más heterogéneo, con altas velocidades en una zona de la superficie libre y un lateral, y una recirculación (velocidades con dirección negativa) en el otro lateral. Dado que el campo de intensidad UV es idéntico en ambos escenarios, a priori cabe esperar que el caso sin placa genere una distribución de dosis UV más heterogénea, lo que desembocaría en una menor inactivación global, ya que se tendría mayor porcentaje de caudal con baja dosis UV.

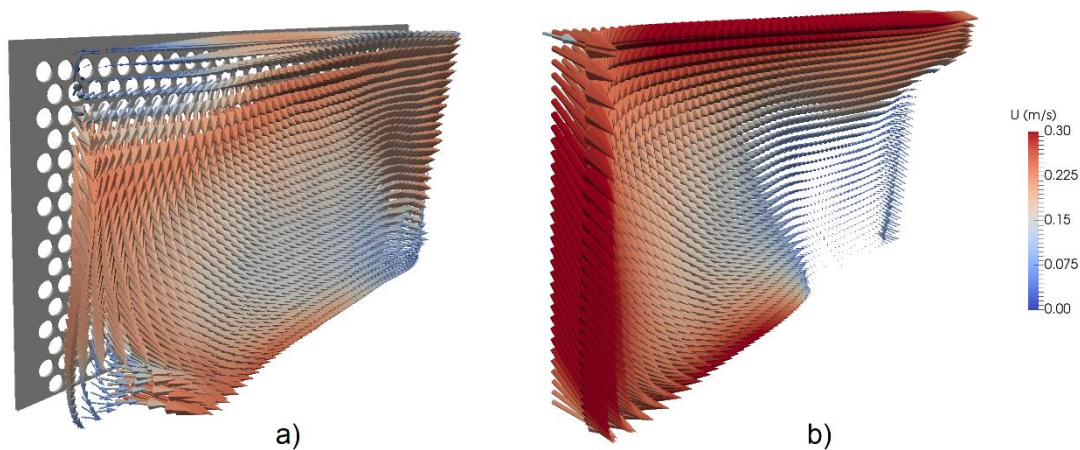


Figura 159. Vectores velocidad en el plano localizado 100 mm tras la localización que tendría la placa, con (a) y sin (b) placa perforada,  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ .

La figura 160 compara las posiciones y dosis adquiridas por las partículas 25 segundos después de su liberación en la zona de la placa para el caso sin placa perforada (a) y con placa perforada (b). Se observa lo adelantado anteriormente, en el escenario sin placa perforada se tiene una nube bastante más homogénea (tanto en posición como en dosis adquirida) que en el escenario sin placa. Destaca el hecho de que en el caso sin placa se tenga una considerable fracción de partículas que aún no hayan iniciado el tránsito por las lámparas, posiblemente porque hayan entrado en la zona de recirculación que se forma en la entrada del canal (ver fig. 158.b). Por otro lado, en este mismo caso, se observa que existe una no despreciable cantidad de partículas que, a pesar de haber pasado la zona de lámparas, tienen una dosis menor de  $200 \text{ J/m}^2$  (tonos azules). Esto es debido a las heterogeneidades del campo de velocidad; las partículas que transitan por la zona de alta velocidad tienen un tiempo de contacto considerablemente menor, lo que desemboca en una menor dosis UV.

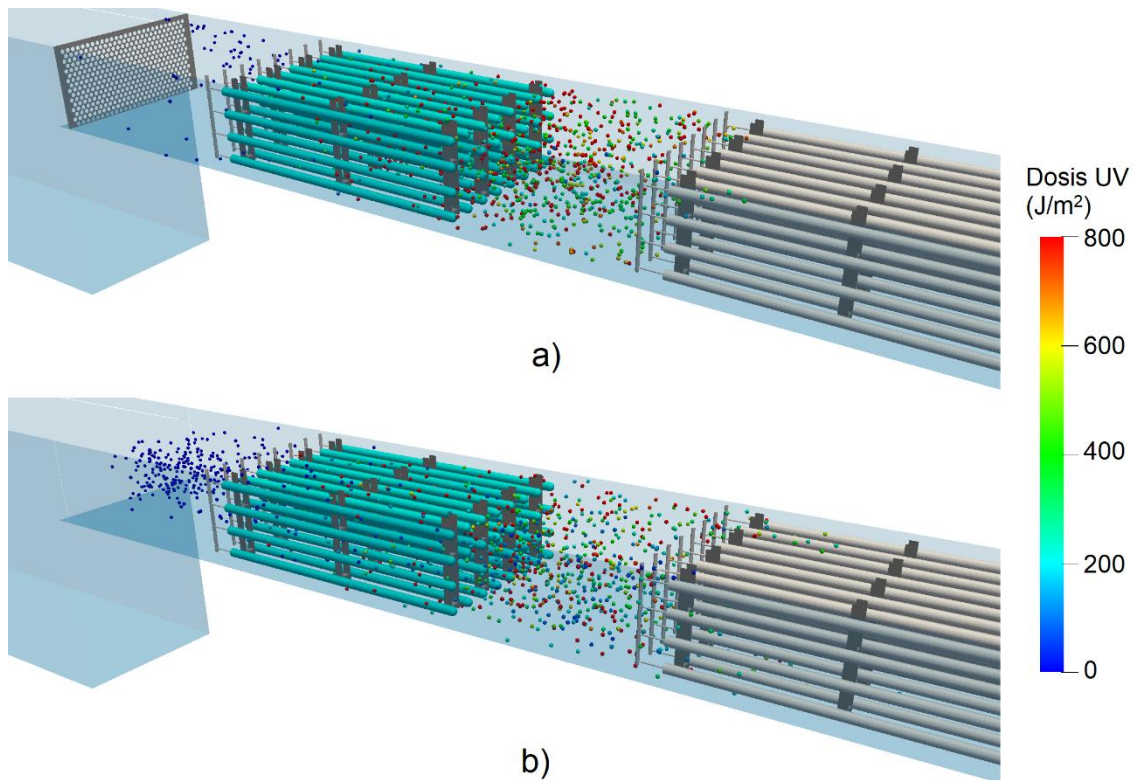


Figura 160. Posición de la nube de partículas y dosis adquirida 25 s tras su liberación para el caso  $Q=225\text{m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con (a) y sin (b) placa perforada.

La figura 161 representa los histogramas de dosis UV para los dos casos analizados. Es obvio que, por las razones anteriormente comentadas (generación de zonas con alta velocidad), se tiene un peor funcionamiento en el caso sin placa perforada, que presenta más de un 13% del caudal tratado con menos de  $200\text{ J/m}^2$ , mientras que en el caso con placa perforada esta cifra se reduce hasta menos del 6%.

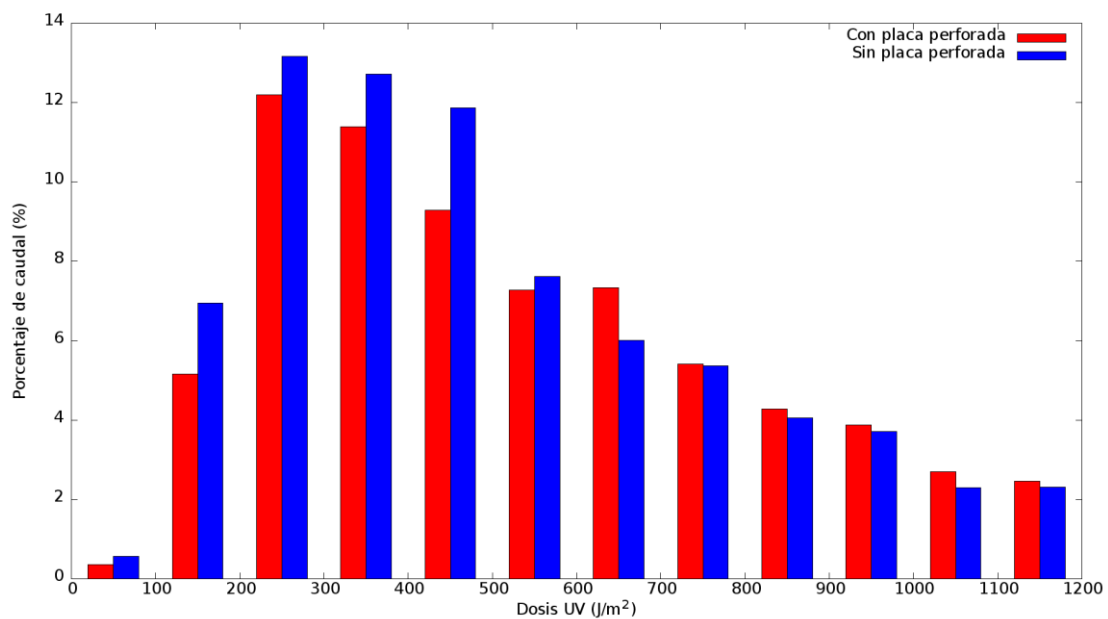


Figura 161. Comparación de los histogramas de dosis UV recibidos por el caudal tratado para el caso  $Q=225\text{m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$  y  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el primer banco de lámparas activo, funcionando con y sin placa perforada.

Por último, la tabla 26 compara los niveles de inactivación conseguidos para cada una de los microorganismos analizados bajo las dos configuraciones analizadas; es obvio que el efecto homogeneizador de la placa mejora ligeramente el funcionamiento del canal respecto al que se tendría sin placa perforada.

Tabla 26. Inactivación logarítmica de los organismos analizados en el canal UV ( $Q=22.5 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=65\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$ ) con solo el primer banco activado, funcionando con y sin placa perforada.

	E. Coli	Rotavirus	B. Subtillis
Con placa perforada	3.90	2.58	0.85
Sin placa perforada	3.73	2.44	0.79

## 6.4. Análisis de la influencia de las condiciones de operación: caudal, transmitancia y potencia UV. Optimización del proceso

Otro estudio útil e interesante a realizar con el modelo CFD desarrollado es el análisis del funcionamiento del canal UV bajo distintas condiciones de funcionamiento. Las condiciones de caudal y transmitancia del agua tratada en el canal dependen, en gran medida, de la demanda de la población a la que la EDAR presta servicio. En esta sección se llevan tres estudios independientes relativos al funcionamiento del canal bajo distintas condiciones de funcionamiento: influencia del caudal (sección 6.4.1), influencia de la transmitancia (sección 6.4.2) y potencia mínima de lámpara para alcanzar un determinado nivel de inactivación en función de las condiciones de caudal y transmitancia (sección 6.4.3). A raíz de las conclusiones alcanzadas en la sección anterior, los estudios son realizados con solo el primer banco de lámparas funcionando y con la placa perforada instalada.

### 6.4.1. Influencia del caudal

Aunque el caudal habitual de operación del canal es de  $225 \text{ m}^3/\text{h}$ , debido al incremento de la población de Los Alcázares durante los meses de verano, se tienen importantes variaciones estacionales en el caudal tratado, llegando casi hasta  $500 \text{ m}^3/\text{h}$  durante algunos días de verano. En este contexto, se ha analizado la influencia del caudal tratado en la desinfección, comparando el funcionamiento del canal bajo tres regímenes distintos de trabajo: 112, 225 y  $450 \text{ m}^3/\text{h}$ . A priori, un aumento del caudal provoca un menor tiempo de contacto, lo que generara un menor grado de desinfección.

La figura 162 compara los contornos de velocidad para los tres casos analizados 112 (a), 225 (b) y 450 (c), en un plano horizontal localizado a 195 mm del suelo. Se observa un comportamiento cualitativo del flujo similar en los tres casos: recirculaciones tras la placa perforada y estelas tras las lámparas, aunque con importantes diferencias cuantitativas. Al ser un flujo considerablemente uniforme, los valores de velocidad son proporcionales a los de caudal, por lo que en el caso con  $Q=450$  los valores de velocidad son prácticamente el doble que en el caso  $Q=225$ , que a su vez presenta una velocidad dos veces mayor que el caso con  $Q=112.5 \text{ m}^3/\text{h}$ .



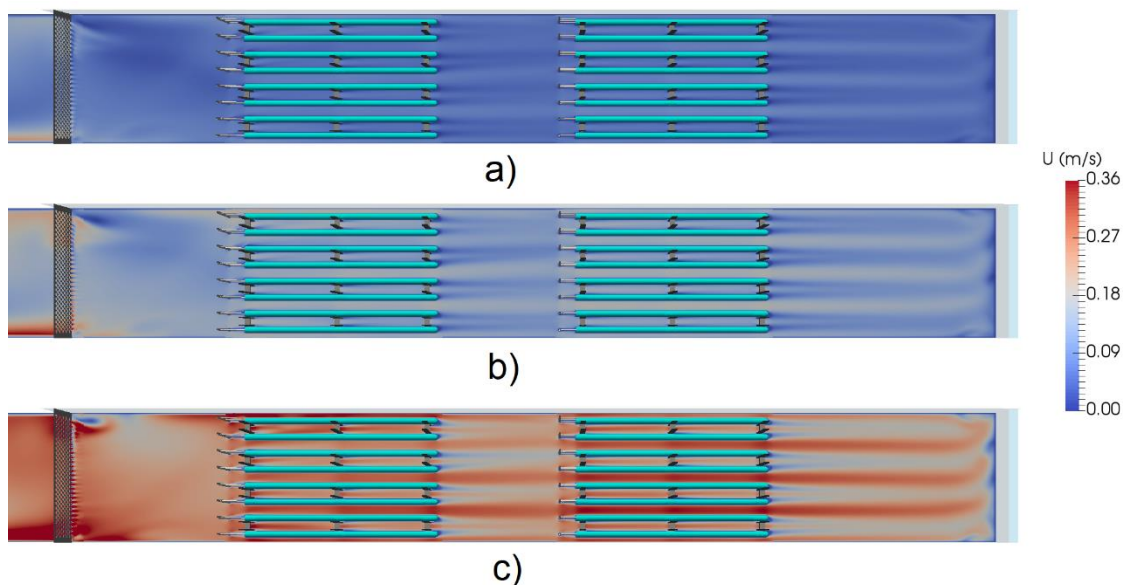


Figura 162. Comparación de los campos de velocidad en el plano localizado a 0.195 m del fondo en los casos con caudal 112.5 m<sup>3</sup>/h (a), 225 m<sup>3</sup>/h (b) y 450 m<sup>3</sup>/h (c).

La figura 163 compara las curvas de distribución de tiempos de residencia (RTD) bajo cada uno de los tres escenarios de caudal analizados. Al ser el mismo volumen de agua en el canal bajo los tres casos, el tiempo de residencia medio es inversamente proporcional al caudal, por lo que el caso con  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$  presenta la mitad de tiempo de contacto promedio que el caso con  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ , que a su vez presenta la mitad de tiempo de contacto que el caso con  $Q=112.5 \text{ m}^3/\text{h}$ . Se aprecia en las curvas que la dispersión de las curvas (diferencias entre los tiempos de contactos entre las distintas partículas fluidas) aumenta con el tiempo de residencia. A modo de detalle, la dispersión de la curva RTD suele adimensionalizarse con el tiempo de residencia medio, tal y como ocurre en el modelo de Levenspiel (1999). Es obvio en la figura que la dispersión aumenta con el tiempo de residencia promedio.

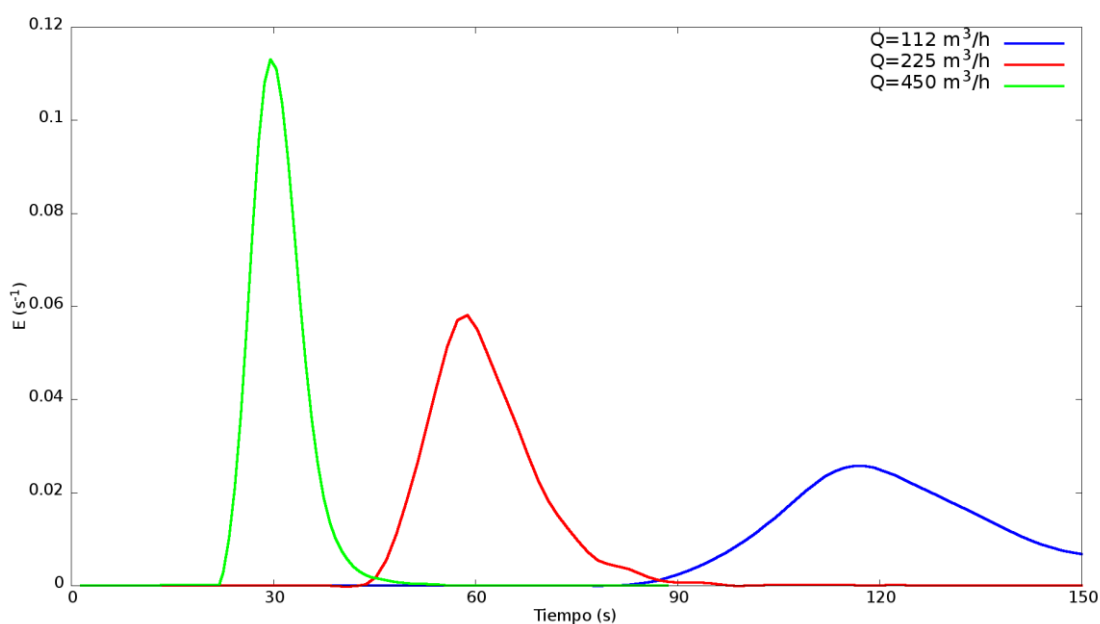


Figura 163. Comparación de las curvas RTD en el canal UV para distintas condiciones de caudal.

La figura 164 compara los histogramas de dosis UV obtenidos para las distintas condiciones de caudal analizadas, se observa una clara relación entre los histogramas de dosis UV y las curvas RTD de cada régimen de caudal (a mayor caudal, mayor porcentaje de partículas con baja dosis y menor dispersión). Esto es debido a que entre un caso y otro solo cambia el tiempo de contacto, ya que las condiciones de radiación son iguales para los tres regímenes de caudal.

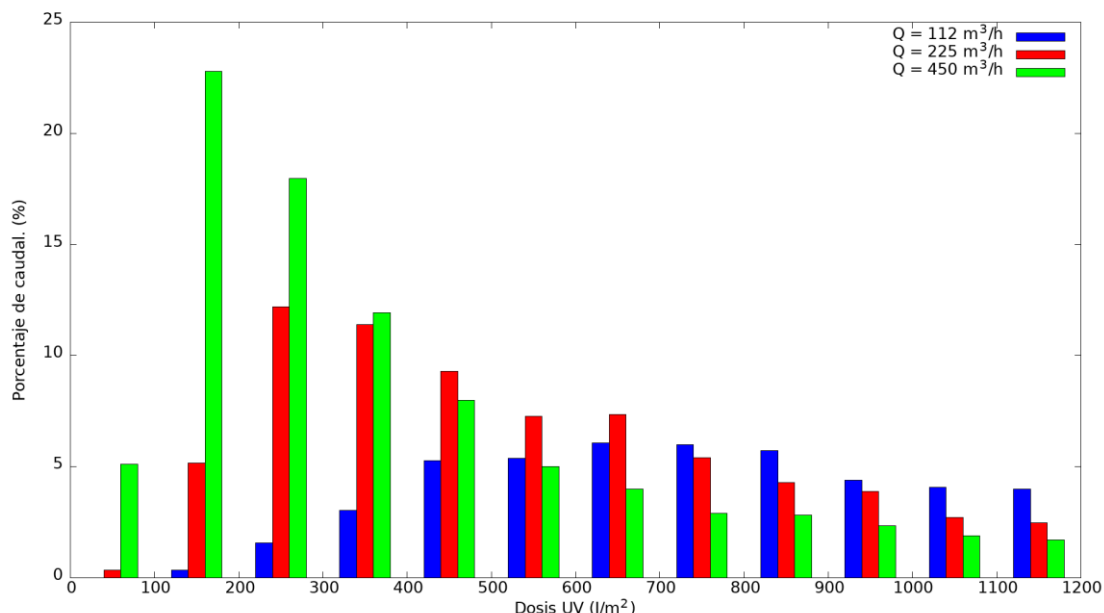


Figura 164. Comparación de la distribución de dosis UV en el canal para distintas condiciones de caudal con  $T=65\%$  y  $P_{UV}=143W$  con solo el primer banco de lámparas activo.

#### 6.4.2. Influencia de la transmitancia

Tal y como se ha mencionado en la sección 5.2, uno de los factores más influyentes en la desinfección es la transmitancia. Una transmitancia baja conlleva un descenso en la penetración de la luz UV en el agua, generando zonas de baja intensidad UV en las regiones no próximas a las lámparas.

La transmitancia es un parámetro difícilmente controlable por el operador de la EDAR. Ésta depende principalmente de la concentración de materia orgánica y otros elementos del agua tratada. La materia orgánica disuelta en el agua absorbe parte de la radiación UV que la atraviesa, aumentando así la absorbancia del agua y por tanto disminuyendo su transmitancia. La presencia de metales disueltos (especialmente cobre y acero) o ácidos disminuye notablemente la transmitancia (NYSEDA 2004). Los sólidos en suspensión también repercuten, aunque de manera menos crítica, en la transmitancia del agua: el trabajo de Darby *et al.* (1993) reporta un aumento de la transmitancia del 2% del agua filtrada respecto al agua sin filtrar. De hecho, los manuales advierten de que aunque la apariencia del agua sea clara (baja turbidez) no quiere decir que su transmitancia sea alta, pues puede tener alta concentración de materia orgánica o metales disueltos. La tabla 27, tomada del manual de Qasim y Zhu (2017), resume los rangos típicos de transmitancia del efluente de algunas de las fases de depuración convencional.

Tabla 27. Valores de transmitancia típicos del efluente de diferentes fases de depuración de agua residual. Fuente: Qasim et al. (2017).

Fase de la depuración (efluente)	Transmitancia UV (%)
Primario	20 – 50
Secundario	45 – 70
Secundario (con filtración posterior)	55 – 80
Microfiltración	80 – 90
Osmosis inversa	90 – 98

Aunque el canal fue diseñado para tratar agua con una transmitancia del 65%, la transmitancia habitual del agua en el canal es ligeramente superior al 70%. Sin embargo, bajo condiciones excepcionales (por ejemplo vertidos), la transmitancia del influente podría bajar por debajo del valor de diseño y comprometer la calidad del agua. Con el fin de conocer más en detalle la influencia de la transmitancia en el funcionamiento del canal, se ha aplicado el modelo CFD desarrollado al análisis del canal bajo el caudal habitual de funcionamiento ( $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$ ), pero con tres transmitancias distintas: baja ( $T=55\%$ ), media ( $T=65\%$ ) y alta ( $T=75\%$ ), siendo la potencia de las lámparas la misma en los tres casos (143 W por lámpara).

La figura 165 compara los contornos de intensidad UV en un plano perpendicular a las lámparas para los tres escenarios analizados: 55% (a), 65% (b) y 75% (c). Conviene recordar que la escala es logarítmica. Se observan claramente la influencia de la transmitancia en el campo de intensidad UV generado; aunque el valor de la intensidad UV en las fundas de cuarzo es el mismo con independencia de la transmitancia, la atenuación con la distancia varía considerablemente de un caso a otro. Con el fin de ilustrar la importancia de la transmitancia en la propagación de la radiación UV, se presenta el siguiente ejemplo. En un medio con transmitancia  $T=75\%$ , la atenuación que se tiene en un haz que ha recorrido 4 cm (semidistancia mínima entre lámparas) desde su emisión es de  $0.75^4=0.316$ , mientras que en un medio con  $T=55\%$ , a la misma distancia, la intensidad de la radiación sería  $0.55^4=0.091$ .

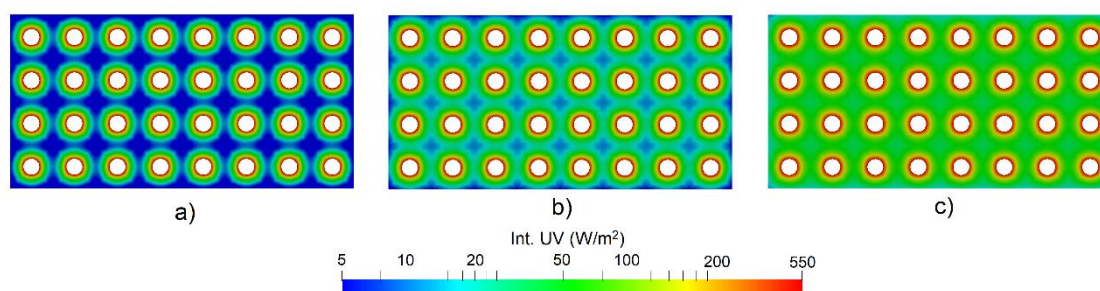


Figura 165. Comparación de los campos de intensidad UV en el entorno de las lámparas para el caso con  $P_{UV}=143\text{W}$ , bajo tres condiciones distintas de transmitancia: 55% (a), 65% (b) y 75% (c).

La figura 166 representa los histogramas de distribución de dosis UV para las tres transmitancias analizadas. Tal y como cabía esperar, al disminuir la transmitancia aumenta considerablemente el porcentaje de caudal tratado con baja dosis. Destaca el hecho de que para transmitancias altas ( $T=75\%$ ), se eliminan las zonas de baja radiación, evitando que el caudal reciba dosis por debajo de  $100 \text{ J/m}^2$ .

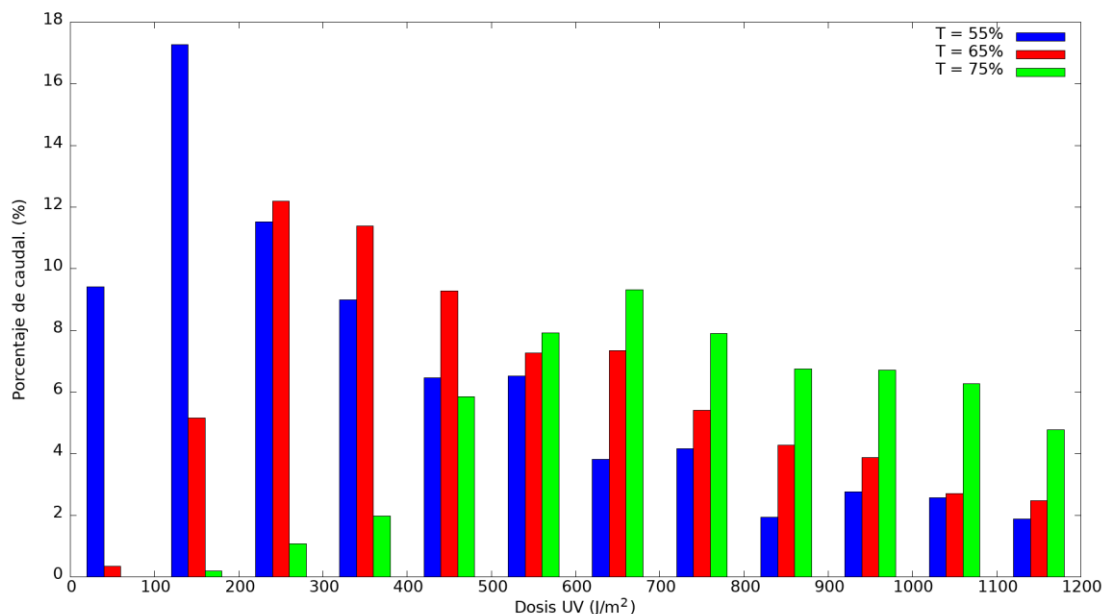


Figura 166. Comparación de la distribución de dosis UV en el canal para distintas condiciones de transmitancia con  $Q=225 \text{ m}^3/\text{h}$  y  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el primer banco de lámparas activo.

#### 6.4.3. Potencia UV mínima para conseguir un nivel de inactivación requerido

Las simulaciones llevadas a cabo muestran que, tal y como indica la bibliografía, el nivel de inactivación en el canal UV depende, en gran medida, de las condiciones de caudal y transmitancia del agua tratada. De hecho, algunos de los sistemas UV comerciales cuentan con un sistema de regulación de potencia de lámpara en función de las condiciones de caudal y transmitancia. El equipo es programado, en función del microorganismo a inactivar, de su concentración típica en el influente y de su concentración objetivo para el efluente, para proveer una potencia eléctrica a las lámparas en función de las condiciones de transmitancia y caudal. Si el caudal es muy bajo o la transmitancia muy alta, el sistema disminuye la potencia de las lámparas, satisfaciendo los requerimientos del efluente sin un excesivo coste energético. La transmitancia del agua no es medida directamente por el sistema, sino que es calculada a partir de las lecturas del sensor UV. Por otro lado, el sistema UV suele tener acceso a la lectura del caudal, ya que esta es usada, entre otros fines, para el control del nivel de la superficie libre mediante vertedero. En este contexto, resulta de interés aplicar el modelo CFD desarrollado para cuantificar la influencia de las condiciones de caudal y transmitancia en la desinfección de la bacteria *E. Coli*. Para llevar a cabo, en primera instancia se analiza la dosis promedio e inactivación bajo las distintas condiciones de operación que se dan en la EDAR. A continuación, se lleva a cabo un estudio de mejora de la eficiencia en la desinfección, que trata de calcular la regulación de las lámparas que se debería de tener para conseguir un nivel objetivo de inactivación.

La tabla 28 recoge la dosis media recibida por el caudal tratado bajo cada una de las distintas condiciones de caudal y transmitancia, encontrándose las lámparas en estado óptimo (sin suciedad,  $142.5 \text{ W}$  de potencia UV por lámpara), y con solo el primer banco de lámparas activado. Se observa claramente la dependencia de la dosis con las condiciones de operación; bajo las condiciones más favorables (bajo caudal y alta transmitancia), la dosis UV media en el canal es seis veces mayor que bajo las condiciones más desfavorables (baja transmitancia y alto caudal).



Tabla 28. Dosis promedio recibida por el caudal tratado para las distintas condiciones de operación trabajando con las lámparas al 100% de su potencia (143 W/lamp), con solo el primer banco de lámparas activado.

	Q = 112 m <sup>3</sup> /h	Q = 225 m <sup>3</sup> /h	Q = 450 m <sup>3</sup> /h
T = 55 %	1802 J/m <sup>2</sup>	941 J/m <sup>2</sup>	483 J/m <sup>2</sup>
T = 65 %	2228 J/m <sup>2</sup>	1152 J/m <sup>2</sup>	590 J/m <sup>2</sup>
T = 75 %	2961 J/m <sup>2</sup>	1513 J/m <sup>2</sup>	772 J/m <sup>2</sup>

La tabla 29 compara los niveles de inactivación de la bacteria E. Coli en el canal con solo el primer banco funcionando, al 100% de su potencia (43.2% en la eficiencia de conversión de potencia eléctrica a UV). Destaca la notable influencia de las condiciones de operación en la desinfección; llegando a tener, bajo las condiciones más desfavorables (caudal alto y transmitancia baja) una inactivación global de 1.4 Log (96.0%) mientras que condiciones medias o altas de transmitancia y/o bajo o medio caudal, la inactivación logarítmica es notablemente mayor que 3 (mayor de 99.9%).

Tabla 29. Inactivación de E. coli bajo las distintas condiciones de operación, con solo el primer banco funcionando y PUV=142 W/lamp.

	Q = 112 m <sup>3</sup> /h	Q = 225 m <sup>3</sup> /h	Q = 450 m <sup>3</sup> /h
T = 55 %	3.07	2.13	1.40
T = 65 %	5.67	3.90	2.69
T = 75 %	12.30	6.69	4.49

Tal y como se ha comentado anteriormente, si el sistema de control UV incorporara un sistema de regulación de la potencia UV en función de las condiciones de operación, la eficiencia del proceso mejoraría notablemente, ya que se alcanzaría el nivel consigna de inactivación con el mínimo gasto eléctrico posible. Los resultados presentados a continuación consisten en el cálculo de la regulación mínima de la potencia eléctrica de las lámparas (suponiendo que el ratio de la conversión eléctrica-UV se mantiene en 0.432) necesaria para alcanzar un nivel consigna de inactivación de la bacteria E. Coli. De acuerdo a la memoria del proyecto, la concentración de E. Coli a la entrada del canal es de 100 UFC/100 ml, mientras que el efluente del canal ha de tener una concentración menor de 10 UFC/100 ml. Sin embargo, las medidas experimentales del influente muestran que se han llegado a tener episodios con concentraciones de E. Coli a la entrada mayores de 10<sup>5</sup> UFC/100 ml, mientras que, al tratarse de un efluente destinado a uso agrícola, el RD 1620/2007 establece un máximo de E. Coli en el efluente de 100 UFC/100 ml. En base a lo anterior, y tomando un criterio considerablemente conservador, se fija como nivel consigna de inactivación 3-Log (concentración de bacteria a la salida 1000 veces menor que a la entrada). La tabla 30 representa los niveles de regulación respecto a los 143 W UV por lámpara necesarios para alcanzar el nivel consigna de operación. Tal y como se adelantaba en la anterior tabla, bajo condiciones de alto caudal y/o baja transmitancia, las lámparas no son capaces de proporcionar el nivel consigna de inactivación (regulación mayor del 100%). Conviene destacar que es una consigna muy conservadora, la planta suele operar con una concentración de E. Coli en el influente menor de 1000 UFC/100 ml. Nuevamente se evidencia la notable influencia de las condiciones de operación en la desinfección, bajo condiciones de alta transmitancia y bajo caudal, la instalación podría conseguir una desinfección satisfactoria con un gasto energético casi ocho veces menor. Este estudio evidencia la importancia del sistema de regulación de potencia en el equipo UV para conseguir un funcionamiento eficiente. De hecho, la mayoría de equipos UV comercializados en la actualidad incluyen este sistema.

Tabla 30. Regulación de potencia mínima de las lámparas para conseguir inactivación 3-log de *E. coli* bajo las distintas condiciones de operación. Se aprecia el impacto del caudal y la transmitancia del agua en el proceso.

	Q = 112 m <sup>3</sup> /h	Q = 225 m <sup>3</sup> /h	Q = 450 m <sup>3</sup> /h
T = 55 %	96%	195%	369%
T = 65 %	30%	62%	120%
T = 75 %	13%	26 %	50%

Por último, la tabla 31 muestra el consumo específico (energía por m<sup>3</sup> de agua tratada) que se tendría si el sistema funcionase bajo las condiciones de regulación óptimas antes calculadas. Se observa que apenas hay influencia del caudal en el consumo específico, sino que este solo depende de la transmitancia. Conviene recordar que el comportamiento RTD del canal es muy cercano al del flujo pistón, por lo que los tiempos de contacto de las partículas fluidas son inversamente proporcionales al caudal e igual ocurre con la dosis recibida. Por otro lado, el campo de intensidad UV es proporcional a la regulación de la potencia de las lámparas, luego tiene sentido que la fracción de la regulación y el caudal se mantenga constante para un mismo valor de transmitancia e inactivación. En base a lo anterior, teniendo en cuenta que el sistema UV de la EDAR no tiene sistema regulable de potencia, el funcionamiento más eficiente del sistema se produce bajo regímenes de caudal alto, aunque hay que tener precaución con no sobrepasar el caudal máximo que ponga en riesgo la desinfección (ver tabla 29).

Tabla 31. Consumo específico mínimo de las lámparas UV para conseguir inactivación 3-log de *E. coli* bajo las distintas condiciones de operación. El consumo se ha referenciado respecto a la potencia eléctrica total consumida por las 32 lámparas empleadas.

	Q = 112 m <sup>3</sup> /h	Q = 225 m <sup>3</sup> /h	Q = 450 m <sup>3</sup> /h
T = 55 %	90.5 Wh/m <sup>3</sup>	91.5 Wh/m <sup>3</sup>	86.6 Wh/m <sup>3</sup>
T = 65 %	28.2 Wh/m <sup>3</sup>	29.1 Wh/m <sup>3</sup>	28.2 Wh/m <sup>3</sup>
T = 75 %	12.3 Wh/m <sup>3</sup>	12.2 Wh/m <sup>3</sup>	11.7 Wh/m <sup>3</sup>

## 6.5. Análisis bajo condiciones de fallo

En este apartado se lleva a cabo un estudio de la desinfección en el canal UV bajo condiciones de funcionamiento consideradas como fallo. Concretamente, se estudia el funcionamiento del canal con alguna de las lámparas fundidas (sección 6.5.1) y con un nivel de la superficie libre mayor que el especificado en la consigna (sección 6.5.2). Para ambos estudios se considera el canal funcionando con solo el primer banco de lámparas activado, bajo las condiciones más adversas, dentro de las habituales, de funcionamiento (Q=450 m<sup>3</sup>/h y T=55%). La potencia UV por lámpara es de 142.5 W (42.3% de rendimiento eléctrico).

### 6.5.1. Fallo en alguna de las lámparas del canal

Uno de los fallos más habituales de las instalaciones de desinfección mediante lámparas UV es que alguna (o varias) de las lámparas se fundan y dejen de emitir radiación. Bajo esta problemática, resulta interesante analizar la desinfección con diferentes lámparas del módulo fundidas, para estudiar la contribución de cada una de las lámparas en el proceso y evaluar la gravedad del fallo. Concretamente, se han simulado nueve escenarios distintos (ver figura 167, vista desde la placa perforada a la salida del canal). La figura muestra que el fallo de una lámpara provoca la generación de una región (en el entorno de la lámpara) con intensidad UV prácticamente nula. Las partículas fluidas que discurran por dicha región tendrán una dosis UV menor, lo que puede llegar a comprometer el nivel de desinfección global en el canal.

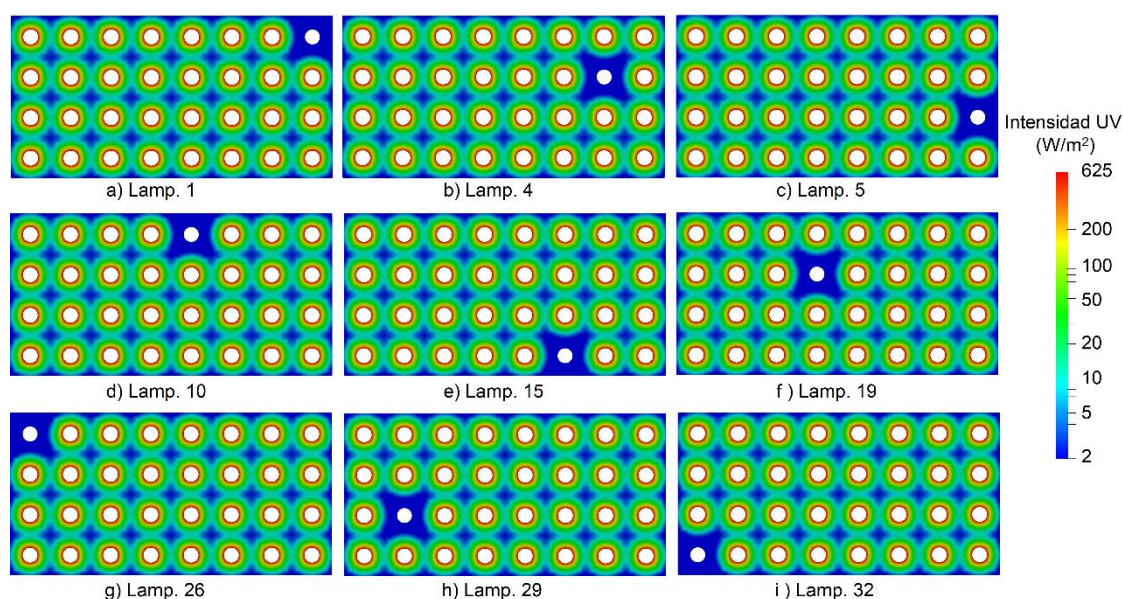


Figura 167. Campo de intensidad UV en el entorno de las lámparas bajo cada una de las nueve condiciones de fallo de lámpara analizadas. La vista está representada mirando desde la entrada del canal a su salida. Las condiciones de operación UV son 143 W de potencia por lámpara y  $T=55\%$ .

La tabla 32 detalla la inactivación de cada uno de los microorganismos analizados bajo los nueve escenarios analizados y bajo condición de no fallo. A grandes rasgos, se observa que el fallo de alguna de las lámparas disminuye el nivel de inactivación de la bacteria *E. Coli* con respecto al caso con todas las lámparas del módulo funcionando, aunque de manera no excesivamente grave. En cuanto a la importancia relativa de cada lámpara, destaca la influencia de la lámpara 1 en la desinfección, mientras que la contribución de otras lámparas como la 32 o la 10 es significativamente menor.

Tabla 32. Dosis promedio e inactivación logarítmica de los tres organismos analizados bajo las distintas condiciones de fallo de lámpara ( $PUV=143$  W/lamp,  $T=55\%$ ,  $Q=450$  m<sup>3</sup>/h, solo el primer banco de lámparas activado).

Lámpara Fundida	Dosis media (J/m <sup>2</sup> )	Inactivación logarítmica		
		<i>E. Coli</i>	Rotavirus	<i>B. Subtillis</i>
0	482.7	1.40	1.08	0.348
1	470.3	1.17	0.97	0.334
4	463.5	1.22	1.00	0.330
5	464.3	1.25	1.01	0.333
10	476.2	1.36	1.05	0.341
15	473.1	1.29	1.02	0.336
19	473.7	1.24	1.01	0.336
26	463.6	1.28	1.02	0.332
29	471.2	1.24	1.01	0.332
32	455.1	1.33	1.03	0.331

Tal y como se comentó en la sección 6.1, el nivel de desinfección de la bacteria *E. Coli* está determinado, en gran medida, por la fracción de caudal que recibe una dosis UV excesivamente baja. Con el fin de ilustrar en más detalle el funcionamiento del canal con alguna de las lámparas fundidas, se analizan las trayectorias de las partículas fluidas con menos dosis bajo tres escenarios distintos: sin fallo (fig. 168), fallo en lámpara 1 (fig. 169) y fallo en lámpara 29 (fig. 170). Al igual que en el caso con caudal y transmitancia medios, en ausencia de fallo de lámparas,

la zona crítica (zona de paso de las partículas con menos dosis) se genera en la esquina superior derecha del canal (ver fig. 156), ya que en dicha zona se tienen trayectorias rectilíneas en una zona de baja radiación UV. Sin embargo, tal y como se muestra en la figura, las partículas con menor dosis superan los  $10 \text{ J/m}^2$ .

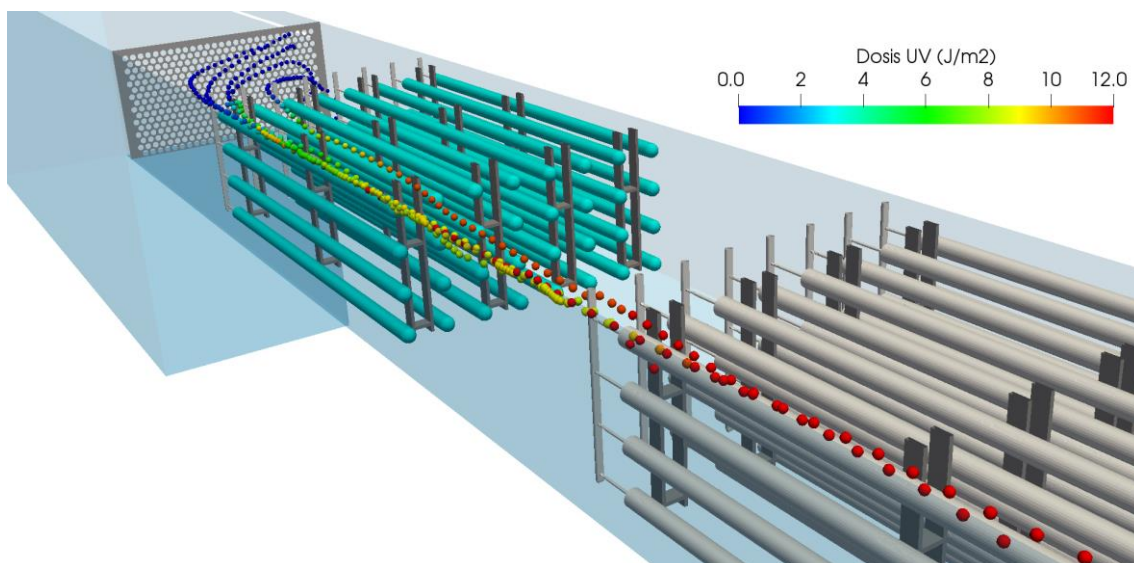


Figura 168. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=55\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el primer banco de lámparas activo.

Al fundirse la lámpara 1, que era precisamente la que cubría la zona de baja dosis en ausencia de fallo, como era de esperar, la zona de baja dosis se genera en el entorno de la lámpara fundida (ver fig. 169). Sin embargo, aunque las trayectorias sigan caminos similares a los que se tenían en ausencia de fallo (ver fig. 168), el nivel de dosis adquirido en este caso es nulo, justificando porque la lámpara 1 es la más crítica del canal.

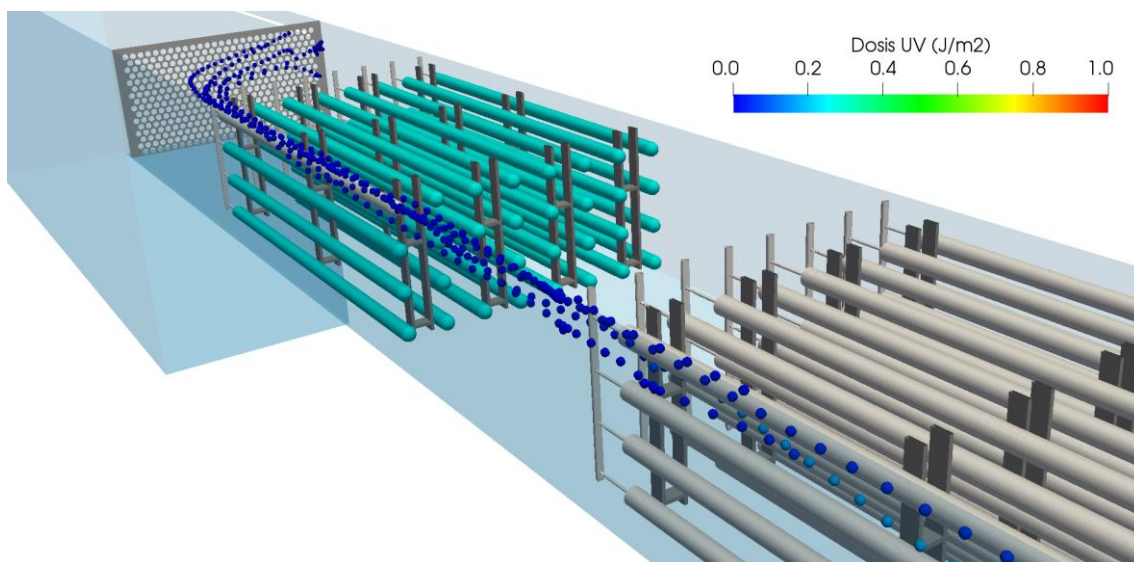


Figura 169. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=45\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el primer banco de lámparas activo y la lámpara 1 fundida. Se aprecia que las trayectorias mostradas reciben una dosis nula.

Al fundirse la lámpara 29, la zona con menos dosis no se genera en la esquina superior derecha del canal como ocurría en los casos anteriores, sino que se genera en el entorno de la lámpara fundida (ver fig. 170). La figura muestra que, a diferencia del escenario con fallo en la lámpara 1, la dosis mínima adquirida por estas partículas con baja dosis está en torno a  $10 \text{ J/m}^2$ , ya que

las lámparas adyacentes comunican algo de radiación a las partículas que transcurren por la zona de la lámpara fundida, produciendo unos niveles de dosis mínima similares a los que se tenían sin ninguna lámpara averiada.

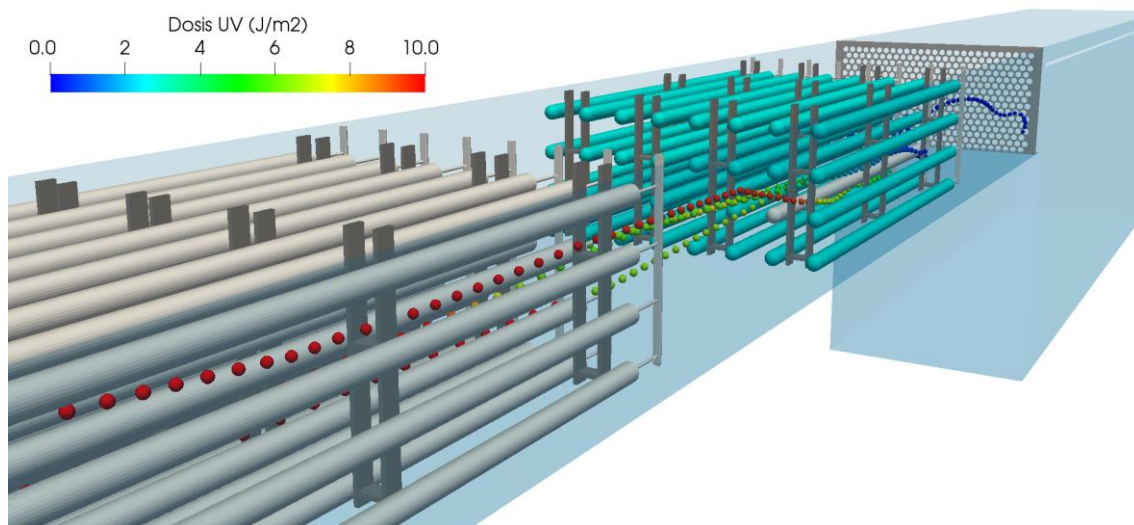


Figura 170. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=45\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el primer banco de lámparas activo y la lámpara 29 fundida.

Por último, la figura 171 compara la distribución de dosis UV en el canal para los tres casos representados anteriormente, los histogramas representan lo comentado anteriormente; el fallo de la lámpara 1 genera una zona crítica con menor dosis UV que la generada por el fallo de la lámpara 29, lo que genera un mayor porcentaje de caudal tratado con baja dosis.

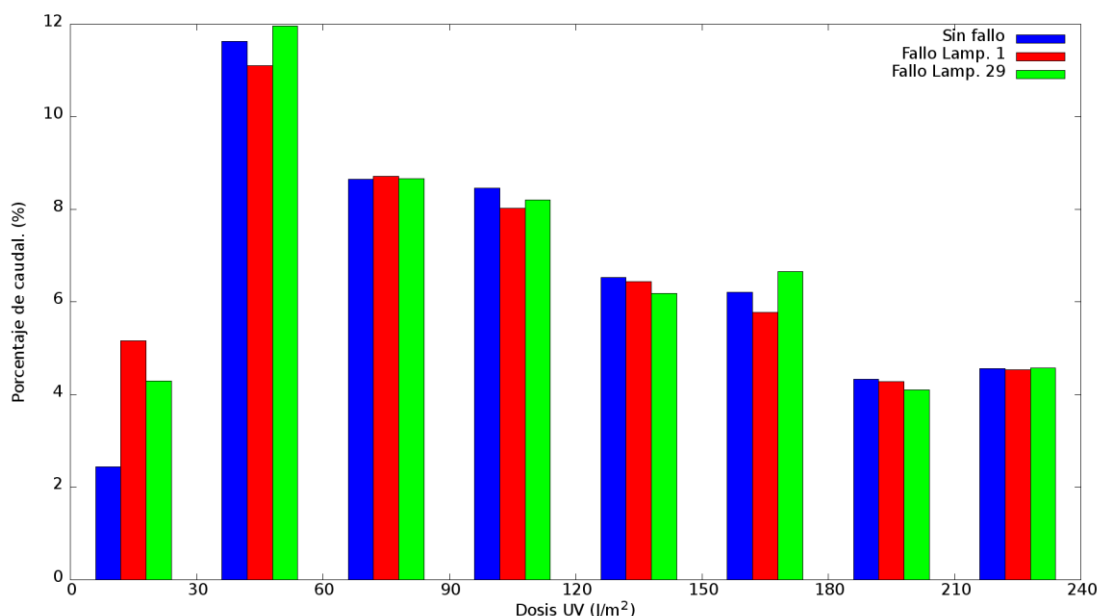


Figura 171. Comparación de la distribución de dosis en el canal bajo condiciones  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=55\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el primer banco de lámparas activo y con alguna de las lámparas averiadas.

En definitiva, el análisis llevado a cabo del funcionamiento del canal bajo condición de fallo de alguna de las lámparas muestra que la avería de una sola de las lámparas reduce sensiblemente el nivel de inactivación de la bacteria *E. Coli* en el canal, aunque de una manera no especialmente grave. El análisis también evidencia que no todas las lámparas tienen la misma importancia relativa en el funcionamiento del canal, sino que las lámparas localizadas en la zona de baja dosis



(esquina superior derecha del canal mirando desde la placa a la salida del canal) son más críticas que el resto. La lámpara con mayor peso relativo en la desinfección es la lámpara 1. Si esta lámpara se funde, se genera una zona de paso en su entorno donde las partículas no reciben dosis alguna, debido a su trayectoria rectilínea y a que no se tienen lámparas adyacentes que cubran el hueco de radiación generado por la lámpara fundida

### 6.5.2. Fallo en el sistema de control de control de la superficie libre

Otro posible fallo en el funcionamiento del canal UV de la EDAR Los Alcázares es el generado por la avería del sistema de control del nivel de la superficie libre. El nivel de la superficie libre juega un papel muy importante en el funcionamiento del canal UV. En un canal sin ningún tipo de control sobre el vertedero de salida, el nivel de la superficie libre sobre las lámparas dependería del caudal, con los riesgos que ello conlleva. Si el caudal fuera muy bajo, el nivel de la superficie libre bajaría, pudiendo llegar al extremo de quedar cerca de las lámparas, lo que comprometería su refrigeración y podría llegar a quemarlas. En el otro extremo, si el caudal tratado es demasiado alto, el nivel de la superficie libre se incrementa, lo que puede llevar a generar una zona de paso demasiado alejada de las lámparas, que recibirá una radiación menor y, por tanto, una dosis UV menor, pudiendo llegar a comprometer la desinfección total del canal. El sistema de control del nivel de la superficie libre regula la altura del vertedero de salida en función del caudal, con el fin de conseguir un nivel de la superficie libre fijo, con independencia del caudal. Sin embargo, el sensor de nivel presenta cierto nivel de incertidumbre y, por otro lado, pequeñas modificaciones en la distancia máxima a las lámparas afectan notablemente al nivel de intensidad de radiación alcanzado, especialmente bajo condiciones de baja radiación (ver sección 6.4.2). En este contexto, merece la pena analizar el efecto en la inactivación de la bacteria *E. Coli* de un fallo en el nivel de la superficie libre. Concretamente, se analiza el funcionamiento del canal funcionando bajo las condiciones más desfavorables ( $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$  y  $T=55\%$ ), con solo el primer banco de lámparas activado y con el nivel de la superficie libre en 530 mm en lugar de los 520 mm habituales. La figura 172 compara el campo de intensidad UV en un plano perpendicular a las lámparas en los casos sin fallo en el sistema de control del nivel de la superficie libre (a) y con fallo en el sistema de control de la superficie libre (b). Aunque no hay diferencias en la mayor parte del dominio, se observa que en el caso con fallo del sistema de control, se genera una zona de baja intensidad UV en la zona cercana a la superficie libre. Esta zona de baja intensidad UV, a pesar de representar una fracción muy pequeña del volumen total del canal, puede tener un efecto crítico en la desinfección, pues si se tienen partículas fluidas que transcurran exclusivamente por esta zona de baja radiación, se limitará notablemente el máximo nivel de desinfección que se podrá alcanzar en el canal.

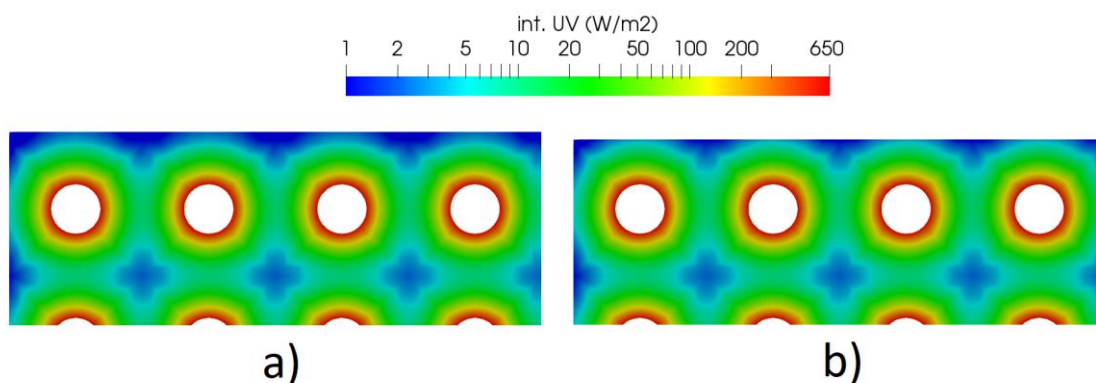


Figura 172. Campo de intensidad UV en la zona de las lámparas. a) condiciones de fallo en el sistema de control de la superficie libre; b) condiciones de funcionamiento sin fallo ( $T=55\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$ ).

La figura 173 compara los diagramas de dosis UV recibida por el caudal de agua tratado por el canal. Tal y como cabría esperar, el aumento del nivel de la superficie libre incrementa la fracción de caudal tratado con baja dosis UV (menor de 50-100 J/m<sup>2</sup>), lo que implica una menor inactivación de la bacteria E. Coli.

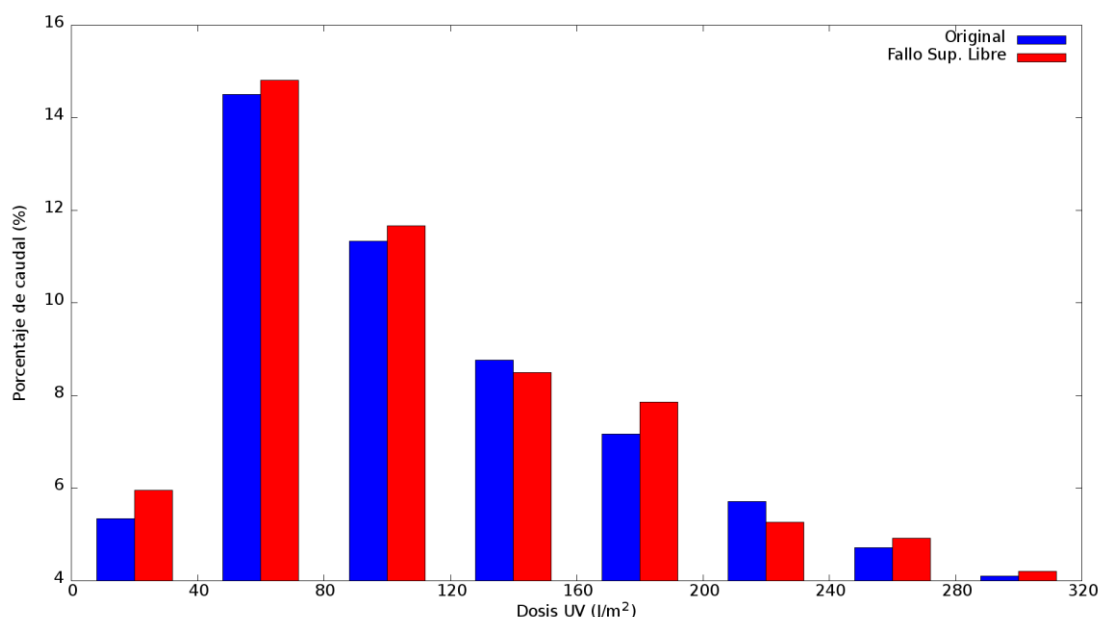


Figura 173. Comparación de la distribución de dosis en el canal bajo condiciones correctas de funcionamiento y con fallo del sistema de control de la superficie libre (Q=450 m<sup>3</sup>/h, T=45%, P<sub>UV</sub>=143W, solo el primer banco activo).

La tabla 33 compara la dosis media conseguida por el primer banco de lámparas y el nivel de inactivación, no solo para la bacteria E. Coli, sino para el virus rotavirus SA11 y la espora C. Subtilis. Tal y como se había adelantado arriba, el incremento de un cm en el nivel de la superficie libre respecto a la consigna disminuye el nivel de desinfección de los tres microorganismos, aunque el decremento de inactivación no es críticamente preocupante (en el caso de la E. Coli baja desde 96.0% a 95.6%).

Tabla 33. Comparación de dosis promedio e inactivación logarítmica de los tres organismos analizados bajo condiciones correctas de funcionamiento y con fallo del sistema de control del nivel de la superficie libre (P<sub>UV</sub>=143 W/lamp, T=55%, Q=450 m<sup>3</sup>/h, solo el primer banco de lámparas activado).

Escenario	Dosis media (J/m <sup>2</sup> )	Inactivación logarítmica		
		E. Coli	Rotavirus	B. Subtillis
Sin fallo	482.7	1.40	1.08	0.348
Fallo Sup. Libre	483.8	1.36	1.06	0.336

Por último, la figura 174 representa las trayectorias de las partículas fluidas que menos dosis reciben en el caso con fallo en el sistema de control de la superficie libre. Al igual que en el caso sin fallo (ver fig. 168), las partículas con menos dosis discurren por la zona cercana a la superficie libre, aunque en este escenario las partículas no se limitan a la parte derecha del canal (mirando desde la placa a la salida), sino que también transcurren por otras zonas de la superficie libre. Se observa que en este caso las dosis mínimas son aún menores que las que se tenían en el caso sin fallo.

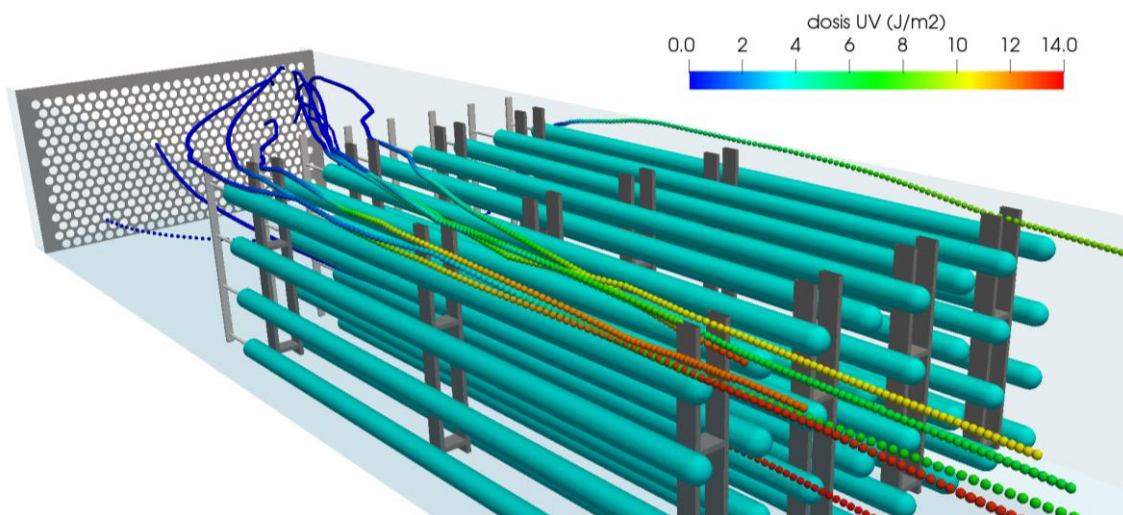


Figura 174. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=55\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el primer banco de lámparas activo, con fallo en el sistema de control del nivel de la superficie libre.

En definitiva, el análisis del funcionamiento del canal bajo condiciones de fallo en el nivel de la superficie libre muestra que, en caso de que el nivel de la superficie libre subiera un centímetro por encima del nivel consigna (de 520 mm a 530 mm), bajo condiciones de baja transmitancia ( $T=55\%$ ) y alto caudal ( $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ), con solo el primer banco de lámparas funcionando a su máxima capacidad, la desinfección de la bacteria *E. Coli* descendería ligeramente, sin que pudiera considerarse un fallo con consecuencias graves. Sin embargo, si el desfase entre el nivel real y la consigna fuese mayor, sí podría generarse una situación más comprometida para la desinfección de la bacteria (10 mm es relativamente poco respecto a la altura total del canal).

## 6.6. Análisis de mejoras destinadas a mejorar la eficiencia del canal

En este último apartado de este capítulo se muestran los resultados de las simulaciones del canal UV de la EDAR Los Alcázares tras haberle practicado modificaciones geométricas destinadas a corregir las ineficiencias anteriormente detectadas y mejorar la desinfección en el canal. Concretamente, se analizan dos modificaciones distintas, ambas destinadas a alterar el comportamiento fluidodinámico del canal: empleo de una placa helicoidal a la entrada y reducción del margen superficie libre - lámparas. Las condiciones de funcionamiento empleadas en este análisis de mejora son caudal alto ( $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ), transmitancia baja ( $T=55\%$ ) y solo el primer banco de lámparas funcionando al 100% de su capacidad (142 W/lamp).

### 6.6.1. Placa helicoidal a la entrada del canal

El objetivo de esta modificación es conseguir un flujo helicoidal en la primera parte del canal, lo que provoca un mayor nivel de mezclado, de manera que se eviten trayectorias de partículas fluidas que discurran en todo su tránsito por la misma zona del canal. Conviene recordar que el nivel de desinfección en el canal está limitado por la fracción de caudal tratado que recibe una dosis excesivamente baja, el objetivo de la placa helicoidal es evitar que haya partículas que discurran en todo momento por zonas de baja intensidad UV. La modificación realizada, partiendo de la placa original es la siguiente:

- Reducir el diámetro de los orificios de 28 mm a 25 mm.



- Alargar la placa, desde su ancho original (4 mm) hasta 120 mm.
- Torsionar la placa 20° en el sentido helicoidal del flujo en la balsa previa (para aprovechar su momento cinético), siendo el centro de torsión el centro geométrico de la placa.
- Eliminar los orificios de las esquinas, los que se saldrían de las dimensiones de la placa.

Como inconveniente, aparte de la complejidad constructiva del elemento, se tiene que esta nueva placa presenta una mayor pérdida de presión, lo que obliga a las bombas previas a consumir algo más de energía para poder trasegar el mismo caudal. La figura 175 muestra el detalle de la geometría de la placa helicoidal.

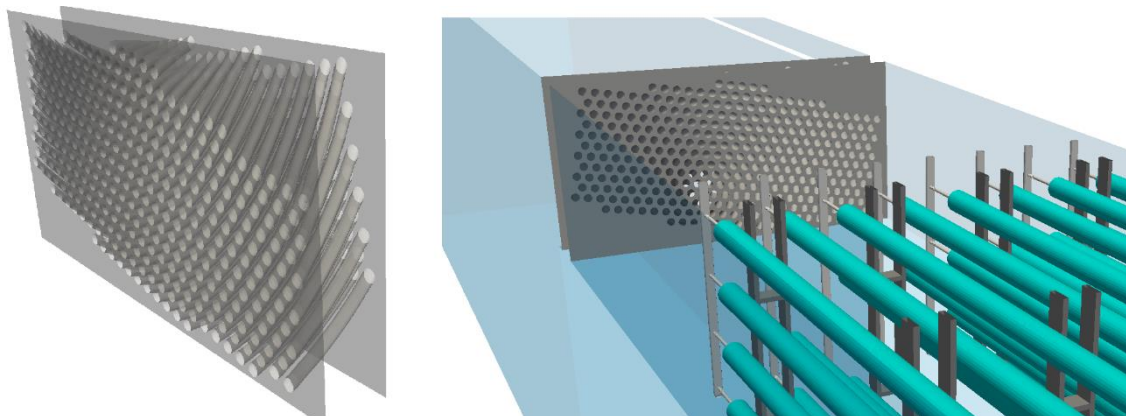


Figura 175. Detalle geométrico de la placa helicoidal.

La figura 176 muestra los vectores velocidad en dos planos horizontales, a)  $z=0.13$  m y b)  $z=0.39$  m, en la zona de entrada del canal. Se observa el efecto helicoidal sobre el flujo generado por la placa modificada. En la parte inferior del canal, la componente transversal del flujo tiene sentido distinto que en la parte superior de la instalación, lo que promueve el mezclado y que las trayectorias no permanezcan todo el tiempo en la zona de influencia de una misma lámpara.

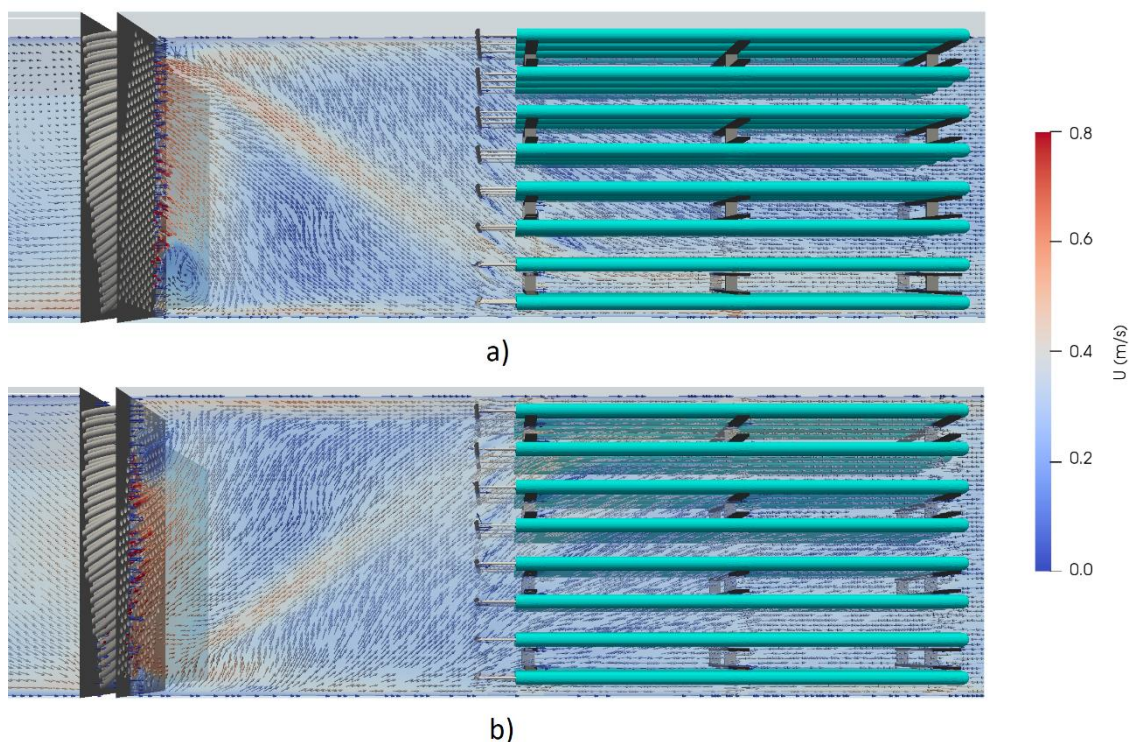


Figura 176. Campo de velocidad en la zona de entrada del canal en un plano horizontal (a)  $z=0.13$  m, b)  $z=0.39$  m), para el caso con placa perforada helicoidal ( $Q=450$  m<sup>3</sup>/h).

El campo de intensidad UV en el canal no se ve afectado por la modificación de la placa a la entrada del canal, luego es igual al que se tenía con la placa original (ver fig. 165.a). Al realizar la integración de intensidad UV a lo largo de las nuevas trayectorias, como era de esperar, la placa helicoidal genera un histograma de dosis UV (figura 177) con menos dispersión (menos diferencias entre las dosis recibidas por cada una de las partículas al haber mejor mezclado) y, como era de esperar, reduce la fracción de caudal tratado con baja dosis UV (menos de 100 J/m<sup>2</sup>), limitante de la inactivación global en el canal.

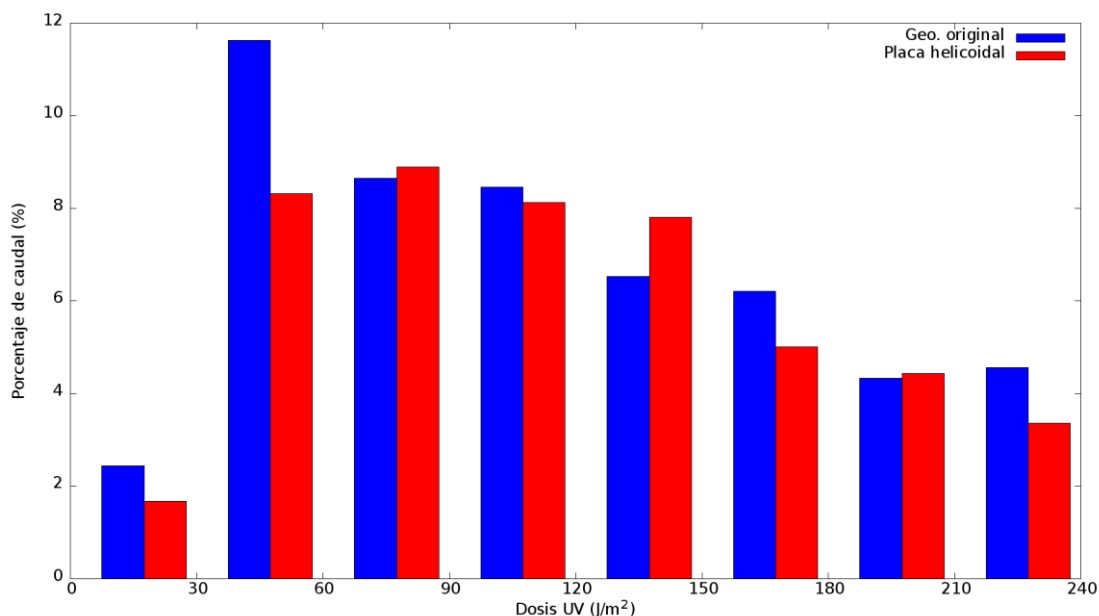


Figura 177. Comparación de la distribución de dosis en el canal bajo condiciones correctas de funcionamiento y con fallo del sistema de control de la superficie libre ( $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=55\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$ , solo el primer banco activo).

La tabla 34 compara los valores de dosis media e inactivación de los tres microorganismos contemplados para el caso original y el caso con la placa helicoidal. A pesar de que ambos escenarios tienen las mismas condiciones de operación y gasto eléctrico de las lámparas, se observa un ligero incremento en la inactivación de los tres microorganismos analizados. Por ejemplo, la inactivación de *E. Coli* se incrementa un punto porcentual (del 96.0% al 97.0%).

Tabla 34. Comparación de dosis promedio e inactivación logarítmica de los tres organismos analizados bajo la geometría original y la mejora de placa helicoidal ( $P_{UV}=143 \text{ W/lamp}$ ,  $T=55\%$ ,  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ , solo el primer banco de lámparas activado).

Escenario	Dosis media (J/m <sup>2</sup> )	Inactivación logarítmica		
		E. Coli	Rotavirus	B. Subtillis
Geo. original	482.7	1.40	1.08	0.348
Placa helicoidal	486.5	1.52	1.16	0.380

La figura 178 representa las trayectorias que menos dosis UV reciben con la placa helicoidal. Se observa que, a diferencia del caso con la geometría original (ver fig. 168), las partículas con menos dosis no transcurren por la parte derecha del canal (visto desde la placa hacia la salida), sino por la parte izquierda del mismo. Al igual que con la geometría original, las partículas que menos dosis reciben pasan cerca de la superficie libre del agua, aunque en este caso, por el efecto de la placa helicoidal, las trayectorias son menos rectilíneas, lo que eleva la dosis mínima recibida con respecto a la geometría original.

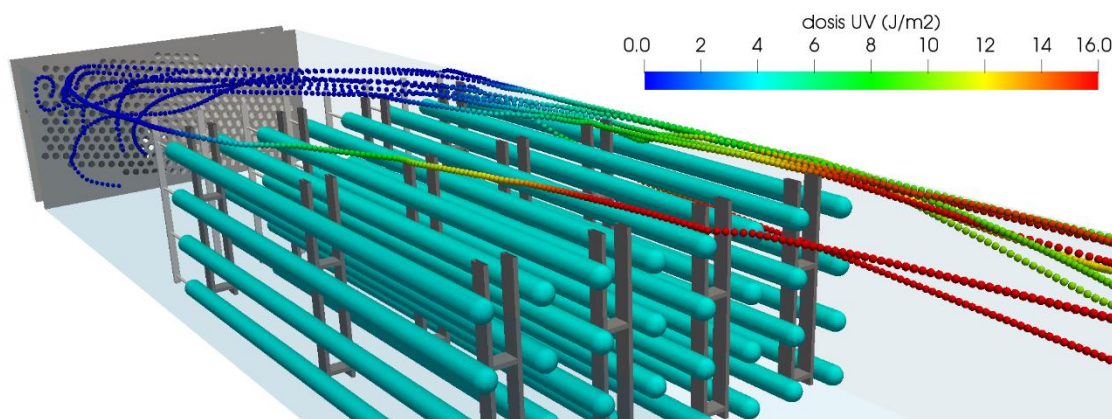


Figura 178. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=55\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el primer banco de lámparas activo, con la modificación de la placa perforada.

En conclusión, el análisis llevado a cabo con una placa previa helicoidal muestra que la nueva geometría es capaz de incrementar ligeramente la eficiencia del funcionamiento del canal de desinfección, pues mejora la inactivación, sin aumentar el consumo energético de las lámparas. Por otro lado, la placa helicoidal presenta una mayor complejidad constructiva y de mantenimiento, además de una pérdida de presión más alta, por lo que sería necesario ponderar más a fondo los beneficios e inconvenientes de la modificación antes de llevarla a cabo.

#### 6.6.2. Reducción del margen superficie libre – lámpara

La segunda modificación propuesta consiste en reducir (forzar) el nivel de la superficie libre desde los 520 mm originales a 505 mm en la primera parte del primer banco de lámparas, mediante una placa sobre la primera parte de las lámparas (ver fig. 179). Esta ligera modificación no tiene como propósito una notable modificación del campo de velocidades, ni conseguir una distribución de dosis UV más homogénea, sino evitar la formación de la zona de paso con baja dosis junto al nivel de la superficie libre que se formaba con la geometría original (ver fig. 168). Esta modificación está orientada a mejorar la inactivación de los organismos cuya curva de inactivación (ver fig. 136) tenga una alta dosis, como el caso de la bacteria *E. Coli*, ya que solo afecta a las partículas que discurren por la zona de la superficie libre (partículas susceptibles de baja dosis UV), sin apenas afectar al resto del flujo. La ventaja de esta modificación frente a la de poner un deflector, es que el deflector podría originar zonas de remanso y recirculación, con el consiguiente riesgo de desarrollo de hongos u otros organismos en dichas zonas.

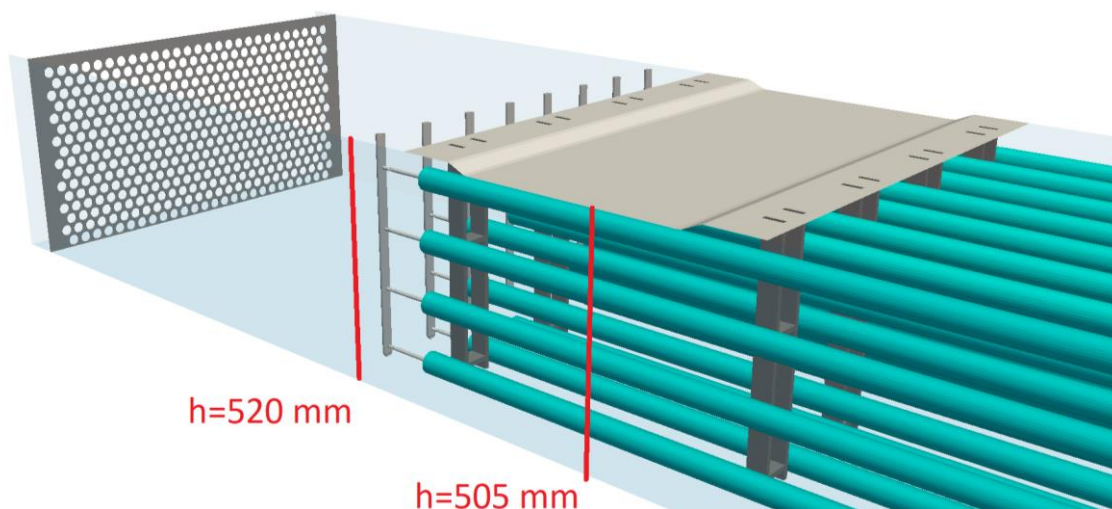


Figura 179. Detalle geométrico de la modificación mediante reducción del espacio superficie libre-lámpara.

La figura 180 representa los histogramas de dosis UV recibida por el caudal tratado, para el caso analizado ( $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=55\%$ , con solo el primer banco de lámparas funcionando al 100% ( $142 \text{ W/lámpara}$ )), bajo la geometría original y la modificación con forzamiento de la superficie libre.

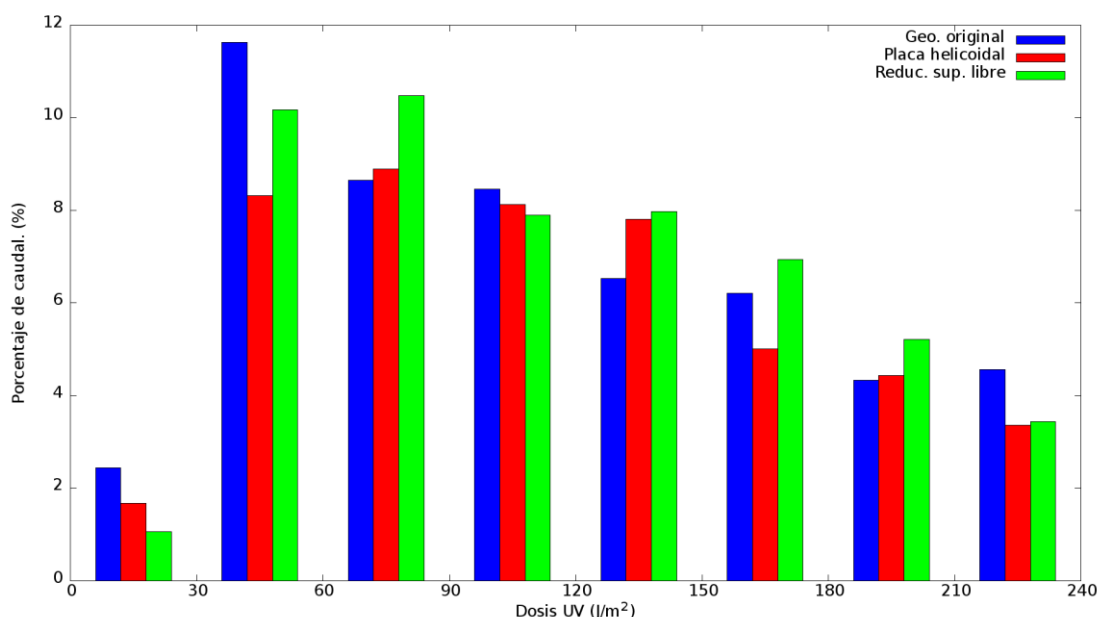


Figura 180. Comparación de la distribución de dosis en el canal bajo la geometría original, la modificación de placa helicoidal y reducción del espacio superficie libre-lámpara ( $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=45\%$ ,  $P_{UV}=143 \text{ W}$ , solo el primer banco activo).

La tabla 35 compara, además de la dosis media, los niveles de inactivación logarítmica de la bacteria, el virus y la espora analizados. Tal y como cabría esperar, el forzamiento de la superficie libre, al reducir la dosis mínima en el canal, mejora la inactivación de la bacteria E. Coli en algo más de un punto porcentual.

Tabla 35. Comparación de dosis promedio e inactivación logarítmica de los tres organismos analizados bajo la geometría original y la modificación del margen superficie libre - lámpara ( $P_{UV}=143 \text{ W/lámpara}$ ,  $T=55\%$ ,  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ , solo el primer banco de lámparas activado).

Escenario	Dosis media ( $\text{J/m}^2$ )	Inactivación logarítmica		
		E. Coli	Rotavirus	B. Subtillis
Geometría original	482.7	1.40	1.08	0.348
Reducción del margen sup. libre-lámpara	485.4	1.53	1.12	0.350

La figura 181 muestran las partículas que menos dosis reciben con la reducción del nivel de la superficie libre sobre las lámparas. Se aprecia como la zona de menor dosis UV ya no se forma en la región de la superficie libre, sino que las partículas con menos dosis transcurren por la zona intermedia de las lámparas, con trayectorias relativamente rectilíneas. Destaca la magnitud de la dosis mínima recibida, notablemente mayor que la conseguida con la geometría original.



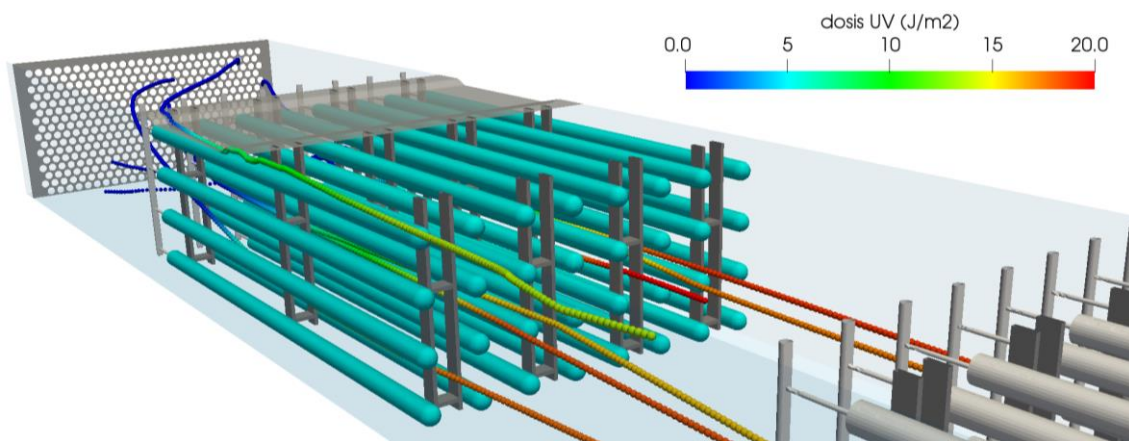


Figura 181. Trayectorias que menos dosis reciben para el caso  $Q=450 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $T=55\%$ ,  $P_{UV}=143\text{W}$  con solo el primer banco de lámparas activo, con la reducción del margen superficie libre-lámparas.

En resumen, la instalación de una placa sobre la primera parte del primer banco de lámparas para forzar la reducción de la superficie libre 15 mm, logra incrementar ligeramente el nivel de desinfección en el canal, especialmente el de los microorganismos menos exigentes, como la *E. Coli*. Esta modificación geométrica tiene una complejidad constructiva relativamente baja, además de servir de elemento de seguridad ante otros fallos de funcionamiento como una avería en el sistema de control del nivel de la superficie libre.



## 7. Conclusiones

El campo de investigación en el que se centra esta Tesis Doctoral es el análisis de instalaciones de depuración de aguas residuales mediante herramientas de mecánica de fluidos computacional (CFD). De manera más concreta, la investigación se centra en la modelización y simulación de reactores biológicos y sistemas de desinfección ultravioleta, no solo abordando la parte fluidodinámica, sino tratando de modelizar fenómenos de distinta naturaleza como son las reacciones biológicas que se producen durante la oxidación biológica del agua y la propagación de la luz UV a través del agua, además de la interacción de su interacción con la fluidodinámica del sistema.

La revisión bibliográfica llevada a cabo evidencia un notable auge de la investigación de la aplicación de herramientas CFD en el campo de tratamiento de aguas residuales. La gran mayoría de instalaciones de EDAR fueron diseñadas en base a aspectos biológicos, sin apenas tener en cuenta el comportamiento fluidodinámico del flujo, ya que, por otro lado, apenas se tenían herramientas para poder analizar los fenómenos hidráulicos que ocurrían en su interior. Gracias a la evolución de las computadoras, las herramientas CFD se posicionan como una adecuada herramienta para poder analizar el flujo en las instalaciones de depuración, detectando distintas ineficiencias (cortocircuitos, volúmenes muertos, recirculaciones...) y permitiendo proponer y analizar mejoras. La aplicación de las herramientas CFD al campo de tratamiento de aguas residuales no se restringe al ámbito de la investigación, sino que hay una creciente demanda por parte de empresas constructoras, explotadoras y de control, ya que en muchos casos las propias administraciones requieren al licitador llevar a cabo estudios CFD. Sin embargo, la revisión bibliográfica realizada muestra que todavía quedan bastantes aspectos del tema sin cubrir, no está claro cuál es la metodología numérica más adecuada a emplear para modelar ciertos fenómenos o incluso se tienen procesos donde la CFD no es práctica, debido a su alto coste computacional.

En esta Tesis se han llevado a cabo diferentes estudios, sobre instalaciones de EDAR reales, con el fin de realizar aportaciones al tema y tratar de clarificar algunas de las lagunas de conocimiento detectadas en la bibliografía. Por otro lado, los resultados publicados en esta Tesis permiten conocer en más detalle los procesos que ocurren en algunas de las instalaciones de depuración, así como algunas de las ineficiencias detectadas y modificaciones practicadas para solventarlas. Concretamente, se han analizado tres aspectos, cada uno abarcando distintas instalaciones y procesos del tratamiento de aguas residuales:

- Análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR.
- Análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR.
- Análisis de la desinfección en el canal UV de una EDAR.

Respecto a la metodología empleada en los estudios realizados, tal y como se ha comentado anteriormente, las herramientas de modelización y simulación CFD han sido utilizadas para el análisis de los procesos que tienen lugar en las instalaciones de depuración. No obstante, también se han tomado medidas experimentales y se han llevado a cabo experimentos para validar los modelos numéricos. Por otro lado, también se han empleado en los estudios otros



modelos matemáticos de ingeniería química y otros simuladores convencionales de procesos. A continuación, se muestran los principales resultados y conclusiones obtenidos durante el desarrollo de la investigación en cada uno de los estudios realizados.

## 7.1. Conclusiones del análisis fluidodinámico del reactor biológico de una EDAR

En esta parte de la Tesis Doctoral, se ha llevado a cabo un modelo CFD para el análisis de la fluidodinámica en el interior del reactor biológico de una EDAR, poniendo especial hincapié a la modelización de los fenómenos de agitación y aireación. El modelo se ha aplicado al reactor biológico de la EDAR San Pedro del Pinatar (Murcia). Las tareas llevadas a cabo en esta parte de la investigación han sido las siguientes:

- Desarrollo de un modelo CFD del reactor biológico de la EDAR San Pedro del Pinatar.
- Validación experimental del modelo mediante un ensayo de trazador de tipo pulso (RTD).
- Análisis cualitativo y cuantitativo del flujo.
- Evaluación de la eficiencia fluidodinámica del reactor mediante simulación RTD.
- Análisis del funcionamiento fluidodinámico del reactor bajo diferentes regímenes de aireación y caudal.
- Análisis de modificaciones geométricas destinadas a mejorar la eficiencia fluidodinámica del reactor.

Las tareas realizadas han permitido cubrir los objetivos planteados en esta parte de la investigación, especificados en la sección 1.3.1. Son varias las conclusiones que se obtienen a partir de los resultados obtenidos.

Las herramientas CFD son capaces de calcular los campos de velocidad, turbulencia y presión en el reactor en función de las condiciones de aireación y agitación, lo que permite el análisis cualitativo y cuantitativo del flujo. Los resultados proporcionados por la simulación muestran que el comportamiento del flujo en el reactor está dominado por los efectos de los agitadores y la aireación. Los agitadores, enfrentados, pero no alineados, generan un gran vórtice central en el centro de cada zona, lo que promueve el mezclado, aunque evita un comportamiento del flujo cercano al pistón ideal. Al activar la aireación, se generan diferencias de presión reducida entre las distintas zonas del reactor, lo que promueve la circulación de licor de mezcla por los orificios inferiores del reactor. A nivel cuantitativo, es deseable evitar en el reactor zonas de baja velocidad, ya que son susceptibles de la separación (sedimentación) del fango del licor de mezcla. En este aspecto, los resultados numéricos muestran que los agitadores evitan la formación de zonas de baja velocidad en la parte central de las zonas, pero no son capaces de evitar la formación de zonas de baja velocidad en las regiones cercanas a las esquinas del reactor. La aireación, en cambio, consigue reducir casi por completo las zonas de baja velocidad, ya que, al cubrir prácticamente todo el fondo de la zona, su efecto llega a todo el volumen de licor de mezcla.

La evaluación del rendimiento fluidodinámico del reactor se ha realizado mediante la simulación de un ensayo de trazador de tipo pulso, que proporciona la curva de distribución de tiempos de residencia (RTD) en la instalación. Las curvas RTD proporcionadas por el modelo CFD muestran que el flujo en el reactor tiene un comportamiento intermedio entre el flujo pistón ideal y el flujo perfectamente mezclado. Destaca el efecto de la aireación en el reactor, ya que, al generar

recirculaciones internas por promover la circulación a través de los orificios inferiores, disminuye el volumen activo del reactor y aumenta la dispersión de la curva.

Paralelamente, se ha diseñado y llevado a cabo un ensayo experimental de trazador de tipo pulso en la instalación real. Uno de los inconvenientes encontrados que impedía la correcta realización del experimento era la recirculación de parte del trazador expulsado junto a la recirculación externa del reactor. Dado que no se ha encontrado en la bibliografía ninguna metodología para solventar esta limitación y aislar la curva RTD del reactor a partir de la curva obtenida en el experimento, se ha desarrollado una metodología para tal fin. La metodología analítica consiste en suponer una curva RTD del reactor y, a partir de ella, reconstruir la curva que proporcionaría en un sistema con recirculación de trazador. Mediante el método de minimización del cuadrado de los residuales, se obtiene la curva que mejor se adapta a la experimentalmente. Se han desarrollado tres modelos matemáticos basados en esta metodología, en función de los datos disponibles. Se ha encontrado un excelente grado de ajuste con los datos experimentales empleando los tres modelos.

Otra cuestión ampliamente discutida en la bibliografía es la metodología numérica más adecuada para modelizar un ensayo RTD en un reactor biológico: resolución de la ecuación de transporte de un trazador pasivo o seguimiento de partículas discretas sin masa. Se ha llevado a cabo, mediante el modelo CFD desarrollado, la simulación RTD del reactor con ambas metodologías, encontrando importantes diferencias entre las curvas proporcionadas por ambos métodos. La curva obtenida mediante la resolución de la ecuación de transporte de un trazador tiene un alto grado de coincidencia con la curva obtenida en el experimento, mientras que la curva obtenida mediante seguimiento lagrangiano presenta un abrupto pico en la primera parte de la curva. Aunque no ha sido muy destacado en las publicaciones respecto al análisis CFD de reactores biológicos, otras publicaciones e incluso las propias guías teóricas de los programas de simulación advierten de una limitación (spurious drift) que se produce en flujo muy difusivos al transportar partículas de muy bajo tamaño con dispersión turbulenta. Dicha limitación tiende a acumular artificialmente las partículas en las zonas de baja turbulencia, desvirtuando la curva RTD obtenida. Las pruebas llevadas a cabo muestran que se puede reducir dicho efecto mediante el refinamiento de la malla, aunque esto aumenta considerablemente el coste computacional de la simulación, pudiendo llegar a hacerla inabordable.

Las modificaciones geométricas destinadas a mejorar el funcionamiento fluidodinámico del reactor, tratando de corregir las ineficiencias anteriormente detectadas, muestran que la adición de tabiques parciales intermedios para generar un flujo laberíntico supone una gran mejora en el funcionamiento fluidodinámico del reactor, ya que aumenta el volumen activo y reduce la dispersión de la curva RTD. Sin embargo, la adición de tabique aumenta el porcentaje de volumen de licor de mezcla con velocidad baja, susceptible de separación fango-agua, especialmente bajo condiciones de no aireación.

## 7.2. Conclusiones del análisis fluidodinámico y biológico del reactor biológico de una EDAR

En este segundo estudio de la Tesis Doctoral, se ha llevado a cabo la modelización CFD del reactor biológico de una EDAR a remodelar (la localización de la EDAR no puede ser publicada por motivos de confidencialidad). El modelo CFD, además de las ecuaciones fluidodinámicas, incluye las ecuaciones de transferencia de oxígeno entre las burbujas de aire y el licor de mezcla,

así como las ecuaciones de transporte y reacción bioquímica de los distintos componentes biológicos involucrados en la oxidación biológica. Como principal novedad respecto a los trabajos publicados en la bibliografía, el modelo desarrollado permite la simulación biológica del reactor bajo condiciones de aireación intermitente, sin un coste computacional excesivamente elevado. La metodología desarrollada consiste en emplear únicamente dos estados fluidodinámicos estacionarios (con y sin aireación) y resolver las ecuaciones transitorias de transporte y reacción biológica sobre cada uno de estos estados. De esta forma, no se ha de realizar la simulación fluidodinámica transitoria, sino que se asume un estado fluidodinámico estacionario para cada régimen de aireación. Por otro lado, se implementa un controlador virtual en el modelo CFD, de manera que este ajusta la duración de los ciclos de aireación ON-OFF para cumplir unos valores consigna de concentración de amonio en el efluente. Como principal resultado global de la simulación, esta proporciona la energía que consume el sistema de aireación (calculada a partir de las características del sistema de aireación y de la duración de los ciclos) para cumplir los requerimientos del efluente (introducidos mediante el nivel consigna de amonio). Las tareas llevadas a cabo en esta parte de la investigación han sido las siguientes:

- Desarrollo de un modelo CFD del reactor biológico de una EDAR a remodelar, capaz de calcular los procesos hidráulicos, biológicos y de transferencia de oxígeno.
- Análisis de la fluidodinámica en el reactor bajo condiciones de aireación y no aeración.
- Análisis de los procesos biológicos en el reactor. Comparación de los resultados de la simulación CFD con los proporcionados por otras herramientas de simulación de procesos en EDAR. Comparación de los valores de transferencia de oxígeno proporcionados por la simulación CFD con los proporcionados por el fabricante de los difusores de aire.
- Evaluación del consumo energético de la aireación bajo otra configuración de difusores, compuesta por un mayor de difusores más pequeños, distribuidos heterogéneamente.
- Evaluación de la influencia del caudal de aire por difusor en el consumo energético del sistema de aireación.

Las tareas realizadas cubren los objetivos planteados para este estudio de la Tesis Doctoral, planteados en la sección 1.3.1. Respecto a los resultados alcanzados, las principales conclusiones extraídas se detallan a continuación.

El modelo numérico desarrollado demuestra el potencial y versatilidad de la herramienta CFD en el campo de tratamiento de aguas residuales; ya que es capaz de incluir, además de las ecuaciones fluidodinámicas, ecuaciones de reacciones biológicas y transferencia de oxígeno. Como se ha comentado anteriormente, a diferencia de los modelos CFD publicados en la bibliografía, el modelo desarrollado es capaz de evaluar el gasto energético de la aireación para cumplir unos determinados requerimientos del efluente, bajo condiciones de aireación intermitente, con un coste computacional abordable.

El análisis fluidodinámico del reactor evidencia riesgo de sedimentación en la zona óxica del reactor bajo condiciones de no aireación ya que, al no haber agitadores en la zona y estar los difusores de aire apagados, no hay fuentes externas de cantidad de movimiento en la zona y la velocidad en la zona es casi nula.

Desde el punto de vista biológico, durante el ciclo con aireación apagada, también se produce una ineficiencia destacable; el agua procedente de la zona óxica rica en amonio y sustrato biodegradable avanza por el fondo del reactor sin apenas mezclarse con el resto del agua de la zona, rica en oxígeno.

La comparación entre los resultados biológicos proporcionados por la simulación CFD y los obtenidos mediante un simulador convencional de procesos en EDAR muestra un alto grado de concordancia entre las concentraciones obtenidas para cada componente, en cada una de las zonas. Sin embargo, se evidencia que el simulador convencional de procesos no es capaz de calcular la transferencia de oxígeno desde las burbujas de aire al agua residual, algo que sí puede conseguir el modelo CFD. La comparación entre los valores de transferencia de oxígeno proporcionados por el modelo CFD y los facilitados por el fabricante de los difusores de aire proporcionan un buen grado de concordancia.

El estudio llevado a cabo para cuantificar el ahorro energético que se obtendría al emplear un sistema de aireación compuesto por un mayor número de difusores de menor tamaño y con una distribución heterogénea muestra que, tal y como se afirmaba en algunos manuales de aireación, la nueva configuración de aireación conlleva un ahorro en el caudal de aire empleado (en torno al 6% para el reactor analizado). Este ahorro es debido a dos factores. Por un lado, al haber menos caudal de aire por difusor, el licor de mezcla de la columna tiene una menor concentración de oxígeno, lo que incrementa la transferencia. Por otro lado, al haber mayor densidad de difusores en la primera parte de la zona óxica, esta nueva configuración consigue adaptar la transferencia de oxígeno a la demanda de oxígeno del agua residual (mayor en la primera parte de la zona, donde el agua llega rica en amonio y materia orgánica biodegradable, menor en la parte final de la zona, donde la demanda de oxígeno es menor). Bajo la configuración original, se producía una importante ineficiencia biológica, ya que parte del oxígeno transferido en la parte final del reactor no era consumido por el agua, saliendo el efluente con una concentración considerable de oxígeno disuelto. Conviene destacar que, aunque el empleo de un mayor número de difusores de aire conlleve un menor gasto de explotación, presenta un mayor coste de inversión inicial.

El análisis sobre la influencia del caudal de aireación por difusor en el consumo energético del sistema de aireación muestra que la reducción del caudal de aire por difusor disminuye el consumo energético de la planta (en torno a un 15% para el reactor analizado). Esta disminución del consumo es debido a dos factores principalmente. Por un lado, al igual que en el anterior estudio, la disminución del caudal de aire por difusor evita la saturación del licor de mezcla de la columna de burbujas, incrementando la transferencia de oxígeno desde las burbujas. Por otro lado, la caída de presión en las membranas de los difusores es menor, al ser menor el caudal de aire.

### 7.3. Conclusiones del análisis de la desinfección en el canal UV de una EDAR

En esta última parte de la Tesis Doctoral, se ha llevado a cabo un modelo CFD para el análisis de la fluidodinámica, radiación, distribución de dosis y desinfección en un sistema de desinfección ultravioleta (UV). El modelo se ha aplicado al canal UV de la EDAR Los Alcázares (Murcia). Dentro de esta parte de la investigación, se han desarrollado las siguientes tareas:

- Desarrollo de un modelo CFD del canal UV de la EDAR Los Alcázares.
- Análisis del flujo y la intensidad de radiación UV en el interior de la instalación. Cálculo de la distribución de dosis UV recibida por el caudal tratado, mediante la combinación de los resultados fluidodinámicos y radiativos, empleando una perspectiva lagrangiana. Cálculo de

la inactivación de distintos microorganismos mediante el empleo de sus curvas de inactivación y la distribución de dosis en el canal.

- Validación experimental de los resultados hidráulicos mediante medidas experimentales de los perfiles de velocidad. Validación experimental de los resultados radiativos mediante lecturas del sensor UV para distintas condiciones de transmitancia.
- Estudio del funcionamiento y desinfección del canal funcionando sin la placa perforada, y con solo uno de los bancos de lámparas activado.
- Análisis de la influencia del caudal tratado y la transmitancia del agua en la desinfección. Estudio de la optimización del canal mediante la regulación de la potencia de las lámparas en función de las condiciones de caudal y transmitancia.
- Análisis de la desinfección bajo condiciones de fallo de alguna de las lámparas o del sistema de control del nivel de la superficie libre.
- Estudio de modificaciones geométricas destinadas a mejorar la desinfección del canal: instalación de una placa helicoidal y reducción del margen superficie libre-lámparas.

Mediante las tareas realizadas se han cumplido los objetivos planteados inicialmente para esta parte de la investigación (ver sección 1.3.1). Los resultados alcanzados han permitido cubrir los objetivos planteados en esta parte de la investigación, especificados en la sección 1.3.1. Son varias las conclusiones que se obtienen a partir de los resultados obtenidos. A continuación, se presentan las más significativas.

Las herramientas de simulación CFD son capaces de analizar los procesos fluidodinámicos y radiativos que ocurren en el interior del canal UV, encontrando un alto grado de concordancia entre los resultados numéricos y las medidas experimentales. Debido a la geometría del canal, el flujo en su interior tiene un comportamiento bastante cercano al flujo pistón, con baja dispersión entre los tiempos de contacto de las distintas partículas fluidas. Sin embargo, el nivel de intensidad UV decae rápidamente al alejarse de las lámparas, especialmente para condiciones de baja transmitancia. Como resultado, a pesar de tener una distribución de tiempos de residencia (RTD) bastante homogénea, la distribución de dosis UV en el canal es considerablemente heterogénea: las partículas que pasan cerca de las lámparas adquieren una alta dosis UV, las partículas que transcurren lejos de las lámparas adquieren bajas dosis UV. Las curvas de inactivación frente a dosis de los distintos microorganismos a analizar (normalmente expresadas en términos logarítmicos), muestran que para conseguir un alto nivel de inactivación no es necesario transmitir un alto nivel de dosis al agua, sino evitar que parte del caudal reciba una dosis UV excesivamente baja, algo que ocurre cuando las partículas fluidas, con trayectorias notablemente rectilíneas, transcurren en todo su tránsito por las zonas más alejadas de las lámparas.

La placa perforada, aparte de cumplir una función de protección de las lámparas frente a posibles sólidos arrastrados por la corriente, homogeneiza el flujo en la entrada del canal. Si no se tuviera la placa, se formaría una zona de paso con mayor velocidad (menor tiempo de contacto) y el nivel de desinfección global sería menor. Respecto a la contribución de cada uno de los bancos de lámparas a la desinfección total, se tiene un mayor nivel de desinfección funcionando solo con el primer banco activo, que con solo el segundo banco activo. Esto es debido a que en el segundo banco el flujo es totalmente rectilíneo, por lo que se tiene caudal que durante todo su tránsito transcurre por las zonas más alejadas de las lámparas, adquiriendo una dosis excesivamente baja. En el primer banco, al tener el flujo todavía cierta componente helicoidal, no se produce esta ineficiencia de manera tan drástica.

Los resultados alcanzados muestran que el nivel de desinfección es muy sensible a las condiciones de transmitancia y caudal de agua tratada; bajo condiciones de baja transmitancia y alto caudal de agua tratada, los niveles de inactivación de la bacteria E. Coli conseguidos en el reactor son relativamente bajos (en torno a 1-Log), incluso con las lámparas funcionando a plena potencia. Bajo condiciones de alta transmitancia y bajo caudal, es posible obtener una inactivación de la bacteria suficiente (en torno a 3-Log), con las lámparas funcionando al 13% de su capacidad. De lo anterior se desprende el potencial de ahorro en el consumo de las lámparas si se tiene un sistema de regulación de potencia en función de las condiciones de caudal y transmitancia.

Los estudios realizados sobre el funcionamiento del canal con alguna de las lámparas fundidas, o con un fallo de un centímetro en el sistema de control del nivel de la superficie libre, muestran que incluso bajo las condiciones de funcionamiento más adversas (baja transmitancia y alto caudal), la seriedad de la avería no es grave. No obstante, el fallo de una segunda lámpara o un mayor desajuste en el nivel de la superficie libre podría comprometer el grado de desinfección.

Las modificaciones geométricas realizadas en el canal con el fin de mejorar su funcionamiento tienen un discreto efecto (positivo) en el nivel de desinfección, consiguiendo mejoras de en torno al 1% en la inactivación de la bacteria E. Coli para las condiciones más adversas de operación (baja transmitancia y alto caudal).

## 7.4. Revisión de los objetivos, aportaciones científicas y futuras líneas de trabajo

Tal y como se ha ido describiendo en las anteriores secciones, los resultados alcanzados durante la investigación cubren los objetivos planteados al principio de esta. El objetivo general de esta Tesis Doctoral era estudiar y mejorar los procesos que ocurren en el interior de distintas instalaciones de depuración de aguas residuales (reactores biológicos y canales UV), especialmente desde el punto de vista fluidodinámico.

Paralelamente, desde el punto de vista de la metodología, se han cubierto algunas de las lagunas de conocimiento detectadas en la revisión bibliográfica sobre la aplicación de herramientas CFD en el campo de tratamiento de aguas residuales: modelización de un ensayo RTD mediante perspectiva lagrangiana o euleriana, obtención experimental de la curva RTD de un reactor con recirculación de trazador, simulación CFD de procesos biológicos en reactores con sistemas de aireación intermitente sin un alto coste computacional, cálculo de la desinfección en un sistema de desinfección UV mediante CFD.

Algunos de los resultados de la investigación ya han sido publicados en congresos y revistas internacionales:

- Sánchez, F., Kaiser, A. S., Viedma, A. and Gómez, A. (2015). *Effects of the aeration on the fluid dynamic behaviour of a multi-zone activated sludge system*. 8<sup>th</sup> International Conference on Multiphase Flow 2015, 20 -22 April 2015, Valencia, Spain.
- Sánchez, F., Viedma, A. and Kaiser, A. S. (2016). *Hydraulic characterization of an activated sludge reactor with recycling system by tracer experiment and analytical models*. Water Research 101, 382–392.

- Sánchez, F., Rey, H., Viedma, A., Nicolás-Pérez, F., Kaiser, A. S. and Martínez, M. (2018). *CFD simulation of fluid dynamic and biokinetic processes within activated sludge reactors under intermittent aeration regime*. Water Research 139, 47–57.

Respecto a las futuras líneas de investigación, aunque los objetivos planteados en cada uno de los estudios llevados a cabo han sido cubiertos, el campo de la aplicación de herramientas CFD para el análisis de instalaciones de EDAR continua en plena expansión. Cada vez hay más empresas de diseño, construcción, explotación y control de EDAR que emplean herramientas CFD para el análisis de las instalaciones. No obstante, son varios los desafíos que quedan por superar para la plena implementación de la herramienta en la industria. Una de las mayores limitaciones de la aplicación de la CFD en el análisis de instalaciones de depuración es su alto coste computacional, que dificulta considerablemente su empleo para el análisis de procesos transitorios. En este aspecto, es necesario seguir investigando metodologías que agilicen el análisis de dichos procesos: empleo de estados fluidodinámicos transitorios, combinación de herramientas CFD y simuladores convencionales de EDAR, etc. Otra línea de trabajo necesaria de ser continuada es la modelización de fenómenos microscópicos que ocurren en EDAR (microfiltración, floculación, sedimentación del fango, etc) en plantas a escala real. Aunque actualmente la CFD permite la simulación de dichos procesos a escala reducida, debido a las limitaciones derivadas del coste computacional, no es posible simular los procesos en plantas a escala real, debiéndose recurrir a modelos matemáticos derivados de ensayos experimentales o simulaciones a escala reducida.



# Referencias bibliográficas

ABS. *Manual de aireación ABS-Nopol*.

ANSYS Inc. (2012). *ANSYS FLUENT 14.0 Theory Guide*.

Asselin, C., Comeau, Y. and Ton-That, Q. A. (1998). *Alpha correction factors for static aerators and fine bubble diffusers used in municipal facultative aerated lagoons*. Water Science and Technology 38, 79–85.

Bagheri, M. and Mohseni, M. (2014). *Computational fluid dynamics (CFD) modeling of VUV/UV photoreactors for water treatment*. Chemical Engineering Journal 256, 51–60.

Behzadi, A., Issa, R. I. and Rusche, H. (2004). *Modelling of dispersed bubble and droplet flow at high phase fractions*. Chemical Engineering Science 59, 759–770.

Blatchley, E. R. (1997). *Numerical modelling of UV intensity: Application to collimated-beam reactors and continuous-flow systems*. Water Research 31, 2205–2218.

Bohrerova, Z., Bohrer, G., Mohanraj, S. M., Ducoste, J. and Linden, K. G. (2005). *Experimental measurements of fluence distribution in a UV reactor using fluorescent microspheres*. Environmental Science and Technology 39, 8925–8930.

Bolton, J. R. (2000). *Calculation of ultraviolet fluence rate distributions in an annular reactor: Significance of refraction and reflection*. Water Research 34, 3315–3324.

Cabaj, A. and Sommer, R. (2000). *Measurement of ultraviolet radiation with biological dosimeters*. Radiation Protection Dosimetry 91, 139–142.

Chevrefils, G., Caron, É., Wright, H. and Sakamoto, G. (2006). *UV dose required to achieve incremental log inactivation of bacteria, protozoa and viruses*. IUVA News 8, 38–45.

Cockx, A., Liné, A., Roustan, M., Do-Quang, Z. and Lazarova, V. (1997). *Numerical simulation and physical modeling of the hydrodynamics in an air-lift internal loop reactor*. Chemical Engineering Science 52, 3787–3793.

Cockx, A., Do-Quang, Z., Audic, J. M., Liné, A. and Roustan, M. (2001). *Global and local mass transfer coefficients in waste water treatment process by computational fluid dynamics*. Chemical Engineering and Processing 40, 187–194.

Darby, J. L., Snider, K. E. and Tchobanoglous, G. (1993). *Ultraviolet disinfection for wastewater reclamation and reuse subject to restrictive standards*. Water Environment Research 65, 169–180.

Dehbi, A. (2008). *A CFD model for particle dispersion in turbulent boundary layer flows*. Nuclear Engineering and Design 238, 707–715.

Ducoste, J. J., Liu, D. and Linden, K. (2005). *Alternative Approaches to Modeling Fluence Distribution and Microbial Inactivation in Ultraviolet Reactors: Lagrangian versus Eulerian*. Journal of Environmental Engineering 131, 1393–1403.

Elyasi, S. and Taghipour, F. (2006). *Simulation of UV photoreactor for water disinfection in Eulerian framework*. Chemical Engineering Science 61, 4741–4749.

- Fayolle, Y., Cockx, A., Gillot, S., Roustan, M. and Héduit, A. (2007). *Oxygen transfer prediction in aeration tanks using CFD*. Chemical Engineering Science 62, 7163–7171.
- Ferrer, J., Seco, A., Serralta, J., Ribes, J., Manga, J., Asensi, E., Morenilla, J. J. and Llavador, F. (2008). *DESASS: A software tool for designing, simulating and optimising WWTPs*. Environmental Modelling and Software 23, 19–26.
- Gandhi, V. N., Roberts, P. J. W. and Kim, J. H. (2012). *Visualizing and quantifying dose distribution in a UV reactor using three-dimensional laser-induced fluorescence*. Environmental Science and Technology 46, 13220–13226.
- Glover, G. C., Printemps, C., Essemiani, K. and Meinhold, J. (2006). *Modelling of wastewater treatment plants - How far shall we go with sophisticated modelling tools?*. Water Science and Technology 53, 79–89.
- Gong, X., Takagi, S., Huang, H. and Matsumoto, Y. (2007). *A numerical study of mass transfer of ozone dissolution in bubble plumes with an Euler-Lagrange method*. Chemical Engineering Science 62, 1081–1093.
- Gresch, M., Armbruster, M., Braun, D. and Gujer, W. (2011). *Effects of aeration patterns on the flow field in wastewater aeration tanks*. Water Research 45, 810–818.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T. and Loosdrecht, M. van (2000). *Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3 IWA Scientific and Technical Report No.9*. Journal of Chemical Information and Modeling. London. IWA Publishing.
- Higbie, R. (1935). *The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure*. Trans. American Institute of Chemical Engineers 31, 365–389.
- Hijnen, W. A. M., Beerendonk, E. F. and Medema, G. J. (2006). *Inactivation credit of UV radiation for viruses, bacteria and protozoan (oo)cysts in water: A review*. Water Research 40, 3–22.
- Holzmann, T. (2017). *Mathematics, numerics, derivations and OpenFOAM*. Holzmann CFD. Leoben, Germany.
- IAEA (2011). *Radiotracer applications in wastewater treatment plants*. Vienna.
- Ishii, M. and Zuber, N. (1979). *Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or particulate flows*. AIChE Journal 25, 843–855.
- ISO (1993). *Guide to the expression of uncertainty in measurement*. Genova.
- ITT Wedeco (2009). *Wedeco Spektron brochure*.
- Jasak, H. and Beaudoin, M. (2011). *OpenFOAM turbo tools: from general purpose CFD to turbomachinery simulations*. ASME-JSME-KSME Joint Fluids Engineering Conference. Hamamatsu, Japan.
- Karpinska, A. M. (2013). *New design tools for activated sludge process*. Universidad do Porto.
- Karpinska, A. M. and Bridgeman, J. (2016). *CFD-aided modelling of activated sludge systems - A critical review*. Water Research 88, 861–879.
- Lei, L. and Ni, J. (2014). *Three-dimensional three-phase model for simulation of hydrodynamics, oxygen mass transfer, carbon oxidation, nitrification and denitrification in an oxidation ditch*. Water Research 53, 200–214.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical reaction engineering*. Chemical Engineering Science. John Willey & Sons.

- Li, H. Y., Osman, H., Kang, C. W. and Ba, T. (2017). *Numerical and experimental investigation of UV disinfection for water treatment*. Applied Thermal Engineering 111, 280–291.
- Liu, D., Ducoste, J., Jin, S. and Linden, K. (2004). *Evaluation of alternative fluence rate distribution models*. Journal of Water Supply: Research and Technology - AQUA 53, 391–408.
- Liu, D., Wu, C., Linden, K. and Ducoste, J. (2007). *Numerical simulation of UV disinfection reactors: Evaluation of alternative turbulence models*. Applied Mathematical Modelling 31, 1753–1769.
- Lyn, D. A. (2004). *Steady and unsteady simulations of turbulent flow and transport in ultraviolet disinfection channels*. Journal of Hydraulic Engineering 130, 762–770.
- Lynx ASM1 v2.6. (2018). Lynx Simulations.
- MacInnes, J. M. and Bracco, F. V. (1992). *Stochastic particle dispersion modeling and the tracer-particle limit*. Physics of Fluids A: Fluid Dynamics 4, 2809–2824.
- Morsi, S. A. and Alexander, A. J. (1972). *An investigation of particle trajectories in two-phase flow systems*. Journal of Fluid Mechanics 55, 193–208.
- Le Moullec, Y., Potier, O., Gentric, C. and Pierre Leclerc, J. (2008). *Flow field and residence time distribution simulation of a cross-flow gas-liquid wastewater treatment reactor using CFD*. Chemical Engineering Science 63, 2436–2449.
- Le Moullec, Y., Gentric, C., Potier, O. and Leclerc, J. P. (2010)a. *CFD simulation of the hydrodynamics and reactions in an activated sludge channel reactor of wastewater treatment*. Chemical Engineering Science 65, 492–498.
- Le Moullec, Y., Gentric, C., Potier, O. and Leclerc, J. P. (2010)b. *Comparison of systemic, compartmental and CFD modelling approaches: Application to the simulation of a biological reactor of wastewater treatment*. Chemical Engineering Science 65, 343–350.
- Munoz, A., Craik, S. and Kresta, S. (2007). *Computational fluid dynamics for predicting performance of ultraviolet disinfection sensitivity to particle tracking inputs*. Journal of Environmental Engineering and Science 6, 285–301.
- Nghiem, L. D., Wickham, R. and Ohandja, D. G. (2017). *Enhanced biogas production and performance assessment of a full-scale anaerobic digester with acid phase digestion*. International Biodeterioration and Biodegradation 124, 162–168.
- NYSERDA (2004). *Evaluation of ultraviolet (UV) radiation disinfection technologies for wastewater treatment plant effluent*. Albany, New York.
- Ouedraogo, F. R., Zhang, J., Cornejo, P. K., Zhang, Q., Mihelcic, J. R. and Tejada-Martinez, A. E. (2016). *Impact of sludge layer geometry on the hydraulic performance of a waste stabilization pond*. Water Research 99, 253–262.
- Pirnie, M., Linden, K. G. and Malley, J. P. J. (2006). *Ultraviolet disinfection guidance manual for the final long term 2 enhanced surface water treatment rule*. Environmental Protection 2, 1–436.
- Qasim, S. R. and Zhu, G. (2017). *Wastewater treatment and reuse theory and design examples: Volume 2: Post-treatment, reuse, and disposal*. Wastewater treatment and reuse theory and design examples: Volume 2: post-treatment, reuse, and disposal. Edited by T. & F. Group. Boca Raton.
- R. Clift, J. R. G. and M. E. W. (2005). *Bubbles, drops and particles*. Dover Publications Inc.

- Reardon, D. J. (1995). *Turning down the power*. Civil Engineering; New York.
- Roache, P. J. (1997). *Quantification of uncertainty in Computational Fluid Dynamics*. Annual Review of Fluid Mechanics 29, 123–160.
- Saha, R. K. (2013). *Numerical simulation of an open channel ultraviolet waste-water disinfection reactor*. University of Western Ontario.
- Sánchez, F., Rey, H., Viedma, A., Nicolás-Pérez, F., Kaiser, A. S. and Martínez, M. (2018). *CFD simulation of fluid dynamic and biokinetic processes within activated sludge reactors under intermittent aeration regime*. Water Research 139, 47–57.
- Sánchez, F., Viedma, A. and Kaiser, A. S. (2016). *Hydraulic characterization of an activated sludge reactor with recycling system by tracer experiment and analytical models*. Water Research 101, 382–392.
- Schiller, L., Naumann, Z. and Deutscher, L. (1935). *A drag coefficient correlation*. VDI Zeitung 77, 318–320.
- Sozzi, D. A. and Taghipour, F. (2006). *UV reactor performance modeling by Eulerian and Lagrangian methods*. Environmental Science and Technology 40, 1609–1615.
- Spellman, F. R. (2013). *Handbook of water and wastewater treatment plant operations*. CRC Press.
- Stamou, A. I. (2008). *Improving the hydraulic efficiency of water process tanks using CFD models*. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification 47, 1179–1189.
- Stropky, D., Pougatch, K., Nowak, P., Salcudean, M., Pagorla, P., Gartshore, I. and Yuan, J. W. (2007). *RTD (residence time distribution) predictions in large mechanically aerated lagoons*. Water Science and Technology 55, 29–36.
- Teixeira, E. C. and Siqueira, R. N. (2008). *Performance Assessment of Hydraulic Efficiency Indexes*. Journal of Environmental Engineering 134, 851–859.
- Trillo, I. (2014). *Sistemas de aireación. Técnicas aplicables al diseño y gestión*.
- Vanhooren, H., Meirlaen, J., Amerlinck, Y., Claeys, F., Vangheluwe, H. and Vanrolleghem, P. A. (2018). *WEST: modelling biological wastewater treatment*. Journal of Hydroinformatics 5, 27–50.
- Vereecken, H., Jaekel, U., Esser, O. and Nitzsche, O. (1999). *Solute transport analysis of bromide, uranin and LiCl using breakthrough curves from aquifer sediment*. Journal of Contaminant Hydrology 39, 7–34.
- Vermande, S., Simpson, K., Essemiani, K., Fonade, C. and Meinhold, J. (2007). *Impact of agitation and aeration on hydraulics and oxygen transfer in an aeration ditch: Local and global measurements*. Chemical Engineering Science 62, 2545–2555.
- Versteeg, H. K. and Malalasekera, W. (2007). *An Introduction to Computational Fluid Dynamics*. Pearson Education Limited.
- Vilker, V. L. (1993). *Biotreatment of industrial and hazardous waste*. AIChE Journal. New York. McGraw-Hill.
- Visser, A. W. (1997). *Using random walk models to simulate the vertical distribution of particles in a turbulent water column*. Marine Ecology Progress Series 158, 275–281.
- Weller, H. G., Tabor, G., Jasak, H. and Fureby, C. (1998). *A tensorial approach to computational*

*continuum mechanics using object-oriented techniques*. Computers in Physics 12, 620–631.

Welz, B. and Sperling, M. (1999). *Atomic Absorption Spectrometry*. Weinheim, Germany. Wiley-VCH.

Wols, B. A., Hofman, J. A. M. H., Uijttewaai, W. S. J., Rietveld, L. C. and van Dijk, J. C. (2010). *Evaluation of different disinfection calculation methods using CFD*. Environmental Modelling and Software 25, 573–582.

Wright, N. G. and Hargreaves, D. M. (2018). *The use of CFD in the evaluation of UV treatment systems*. Journal of Hydroinformatics 3, 59–70.

Xu, C., Rangaiah, G. P. and Zhao, X. S. (2015). *A computational study of the effect of lamp arrangements on the performance of ultraviolet water disinfection reactors*. Chemical Engineering Science 122, 299–306.

Yang, Y., Yang, J., Zuo, J., Li, Y., He, S., Yang, X. and Zhang, K. (2011). *Study on two operating conditions of a full-scale oxidation ditch for optimization of energy consumption and effluent quality by using CFD model*. Water Research 45, 3439–3452.

Younis, B. A. and Yang, T. H. (2010). *Computational modeling of ultraviolet disinfection*. Water Science and Technology 62, 1872–1878.

Yu, B., Deng, B. and Kim, C. N. (2008). *Performance evaluation of P-1 model in a photocatalytic reactor*. Chemical Engineering Science 63, 5552–5558.

Zhang, L., Pan, Q. and Rempel, G. L. (2007). *Residence time distribution in a multistage agitated contactor with newtonian fluids: CFD prediction and experimental validation*. Industrial and Engineering Chemistry Research 46, 3538–3546.